TUGAS AKHIR - TM184835

PENGARUH VARIASI SETTINGAN SUHU MENGGUNAKAN SISTEM PENGENDALI SUHU PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP PERFORMA *GASIFIER* TIPE *DOWNDRAFT*

BORIS FICER SIMANJORANG
NRP. 02111540000146

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2020

TUGAS AKHIR – TM184835

PENGARUH VARIASI SETTINGAN SUHU MENGGUNAKAN SISTEM PENGENDALI SUHU PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP PERFORMA *GASIFIER* TIPE *DOWNDRAFT*

BORIS FICER SIMANJORANG
NRP. 02111540000146

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2020

FINAL PROJECT – TM184835

THE EFFECT OF VARIATION OF TEMPERATURE SETTINGS USING TEMPERATURE CONTROL SYSTEM IN PARTIAL OXIDATION ZONE ON DOWNDRAFT TYPE GASIFIER PERFORMANCE

BORIS FICER SIMANJORANG
NRP. 02111540000146

Advisory Lecturer :
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEM ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2020

HALAMAN PENGESAHAN

PENGARUH VARIASI SETTINGAN SUHU MENGGUNAKAN SISTEM PENGENDALI SUHU PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP PERFORMA *GASIFIER* TIPE *DOWNDRAFT*

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Boris Ficer Simanjorang
NRP. 02111540000146

Disetujui oleh:

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT. ..... (Pembimbing)
   NIP. 197301161997021001
2. Ary Bachtiar K.P., ST, MT, PhD. ..... (Penguji I)
   NIP. 197105241997021001
3. Is Bunyamin Suryo, ST, MSc. ..... (Penguji II)
   NIP. 198208192012121003
4. Prof. Dr. Ir. Djatmiko Ichsani, M.eng. ..... (Penguji III)
   NIP. 195310191979031002

SURABAYA
AGUSTUS, 2020

ABSTRAK

PENGARUH VARIASI SETTINGAN SUHU MENGGUNAKAN SISTEM PENGENDALI SUHU PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP PERFORMA *GASIFIER* TIPE *DOWNDRAFT*

Nama Mahasiswa	**: Boris Ficer Simanjorang**
NRP	**: 02111540000146**
Dosen Pembimbing	**: Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.**
Departemen	**: Teknik Mesin FTIRS-ITS**

ABSTRAK

Potensi sumber daya biomassa di Indonesia merupakan salah satu yang terbesar dibandingkan negara lain, menurut Kementerian ESDM, potensinya apabila dikembangkan adalah 50 Giga Watt (GW). Biomassa dari limbah perkebunan kelapa sawit adalah salah satu yang dapat dimanfaat menjadi energi terbarukan, dimana luas areal pekerbunan Indonesia mencapai 12,76 juta hektar pada tahun 2018. Gasifikasi adalah tekonologi konversi termokimia biomassa yang dapat mengkonversi biomassa pelepah kelapa sawit menjadi *syngas* yang kemudian dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar alternatif pada mesin diesel dan pembangkit listrik. *Gasifier* tipe *downdraft* dipiilh karena memiliki laju produksi tar yang paling rendah. *Gasifier* tipe *downdraft* dirancang dengan sistem pengendali suhu yang befungsi untuk dapat mengatur variasi *settingan* suhu pada zona oksidasi partial. Variasi *settingan* suhu sangat penting karena dapat mempengaruhi efisiensi energi gasifikasi, laju alir massa *syngas* dan nilai LHV.Tujuan dari penelitian ini adalah merancang sistem pengendali suhu yang efektif untuk menghasilkan performa gasifikasi yang baik dan pengaruh dari variasi settingan suhu menggunakan sistem pengendali suhu pada zona oksidasi parsial terhadap performa pada *gasifier* tipe *downdraft*.

Penelitian ini dilakukan dengan merancang sistem pengendali suhu yang berfungsi untuk mengontrol suhu yang ada

pada zona oksidasi parsial. Pengendalian variasi *settingan* suhu dilakukan secara otomatis pada GCU (*Gasification Control Unit*). Perbandingan udara yang masuk pada zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi dinyatakan dalam istilah AR (*Air mass flow Ratio*) senilai 1 : 7 : 2. Sistem pengendali suhu berfungsi mengubah putaran *blower* agar jumlah udara yang masuk ke dalam reaktor dapat diatur, sehingga menghasilkan jumlah dan komposisi *syngas* yang baik. Temperatur di tiap zona diukur menggunakan termokopel tipe K yang dipasang disepanjang reaktor. Variasi *settingan* suhu yang digunakan pada penelitian ini adalah 600 ^oC, 700 ^oC, 800 ^oC, 900 ^oC, 1000 ^oC. Laju produksi gas diukur langsung pada tabung pitot *outlet*. Komposisi *syngas* dapat ditentukan melalui uji Gas *Chromatography*, sedangkan untuk efisiensi gas-dingin dan LHV dihitung dari data hasil eksperimen yang dilakukan.

GCU yang dirancang dapat mengendalikan suhu sesuai setting suhu yang ditentukan dan memiliki error dibawah 10%. LHV *syngas* mengalami peningkatan 62,49 % dari setting suhu 600 ^oC ke 1000 ^oC, dimana setting suhu 1000 ^oC memiliki nilai LHV *syngas* tertinggi yaitu 4746,82 kj/kg. Efisiensi gas dingin mengalami peningkatan 22,93 % dari setting suhu 600 ^oC ke 1000 ^oC, dimana setting suhu 1000 ^oC memilki nilai efisiensi gas dingin tertinggi seniali 61,23 %. Setting suhu terbaik adalah 1000 ^oC dengan komposisi CO sebesar 26,12%; H_2 sebesar 9,3%; CH_4 sebesar 1,32%; CO_2 sebesar 8,81%; N_2 sebesar 50,02%; dan O_2 sebesar 4,33%. Penelitian ini juga menggunakan AR 1:7:2 dengan sistem pengendali suhu mendapatkan nilai LHV dan efisiensi gas dingin senilai 4746,82 kj/kg dan 61,23% (setting suhu terbaik : 1000 ^oC). Sehingga terjadi peningkatan pada LHV sebesar 4,26 % dan efisiensi gas dingin sebesar 2,85%.

Kata kunci : Gasifikasi, pelepah kelapa sawit, sistem pengendali suhu

ABSTRACT

THE EFFECT OF TEMPERATURE VARIATION USING TEMPERATURE CONTROL SYSTEM IN PARSIAL OXIDATION ZONE ON DOWNDRAFT TYPE GASIFIER PERFORMANCE

Name of Student : Boris Ficer Simanjorang
NRP : 02111540000147
Department : Mechanical Engineering FTIRS-ITS
Supervisor : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., M.T.

ABSTRACT

The potential of biomass resources in Indonesia is one of the biggest compared to other countries, according to the Ministry of Energy and Mineral Resources, the potential if developed is 50 Giga Watt (GW). Biomass from palm oil plantation waste is one that can be utilized as a renewable energy, where the area of Indonesian plantation reaches 12.76 million hectares in 2018. Gasification is a thermochemical biomass conversion technology that can convert biomass of oil palm fronds into syngas which can then be utilized as an alternative fuel in diesel engines and power plants. Downdraft type gasifier is chosen because it has the lowest tar production rate. The downdraft type gasifier is designed with a temperature control system that functions to be able to regulate variations in temperature settings in the partial oxidation zone. Variation of temperature settings is very important because it can affect the efficiency of gasification energy, syngas mass flow rate and LHV value. The purpose of this study is to design an effective temperature control system to produce good gasification performance and the effect of variations in temperature settings using a temperature control system in the oxidation zone partial to the performance of downdraft type gasifiers.

This research was conducted by designing a temperature control system that functions to control the temperature in the

partial oxidation zone. Control of variations in temperature settings is done automatically on the GCU (Gasification Control Unit). The ratio of air entering the pyrolysis, oxidation, and reduction zones is expressed in terms of AR (Air mass flow Ratio) of 1: 7: 2. The temperature control system functions to change the blower rotation so that the amount of air entering the reactor can be regulated, thus producing an amount and good syngas composition. The temperature in each zone was measured using a K type thermocouple installed along the reactor. The temperature setting variations used in this study are 600 ^{o}C, 700 ^{o}C, 800 ^{o}C, 900 ^{o}C, 1000 ^{o}C. The gas production rate is measured directly at the pitot outlet tube. The composition of syngas can be determined through the Gas Chromatography test, while the efficiency of cold gas and LHV is calculated from the data of experimental results conducted.

The designed GCU can control the temperature according to the specified temperature setting and has an error below 10%. LHV syngas has increased 62.49% from 600 ^{o}C to 1000 ^{o}C setting suhu, where the 1000 ^{o}C setting suhu has the highest LHV syngas value, namely 4746.82 kj / kg. The efficiency of cold gas has increased 22.93% from the 600 ^{o}C to 1000 ^{o}C setting suhu, where the 1000 ^{o}C setting suhu has the highest chilled gas efficiency value of 61.23%. The best temperature setting is 1000 ^{o}C with a CO composition at 26.12%; H_2 at 9.3%; CH_4 at 1.32%; CO_2 at 8.81%; N_2 at 50.02%; and O_2 at 4.33%. This study also used AR 1: 7: 2 with a temperature control system to obtain LHV values and cold gas efficiency values of 4746.82 kj / kg and 61.23% (best setting suhu: 1000 ^{o}C). So that there was an increase in LHV by 4.26% and cold gas efficiency by 2.85%.

Keyword : *gasification, OPF, temperature control system*

KATA PENGANTAR

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Tuhan Yesus karena atas izin dan anugrah-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **"Pengaruh Variasi Settingan Suhu Menggunakan Sistem Pengendali Suhu Pada Zona Oksidasi Parsial Terhadap Performa *Gasifier* Tipe *Downdraft*".** Tujuan dari penulisan Tugas Akhir ini adalah untuk memenuhi persyaratan kelulusan program Studi Strata I pada Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam proses penyusunan Tugas Akhir ini terdapat banyak pihak yang telah memberikan dukungan dan bantuan kepada penulis, hingga akhirnya Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini, diantaranya:

1. Kedua orang tua penulis, Bapak Sem Antonius Simanjorang dan Ibu Nurma BR Simarmata, saudara laki-laki penulis Bronick Nicolas Simanjorang, dan saudara perempuan Veby Pebiola BR Simanjorang yang selalu memberikan doa, dukungan moril maupun material kepada penulis.
2. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang telah memberikan semangat, motivasi, bimbingan dan arahan selama penyusunan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Ary Bachtiar, S.T., M.T., Ph.D., Bapak Is Bunyamin Suryo, S.T., M.T., dan Bapak Prof. Dr. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng., selaku dosen penguji yang telah memberikan kritik dan saran dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

4. Salsabila Andara Putri, yang telah sabar membantu, menemani, dan memberikan semangat kepada penulis dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
5. Teman-teman seperjuangan Tugas Akhir, Erio, Jeki, dan Bopak yang selalu membantu, memberikan semangat, dan menghibur penulis.
6. Semua non-warga dan warga Laboratorium Pembakaran dan Sistem Energi seperti: Pak Karmono, Pak Sigit, Pak Arif, Mas Harsono, Mas Erwanda, Mas Khoirul, dan Arman yang telah memberikan motivasi, nasehat, dan semangat kepada penulis selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman angkatan M58 yang telah memberikan berbagai cerita bagi penulis selama menuntut ilmu disini.

Penulis sangat menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari kata sempurna karena masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun dari pembaca agar dapat menjadi lebih baik untuk kedepannya. Semoga Tugas Akhir ini bermanfaat dan menjadi inspirasi bagi para pembaca.

Surabaya, Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

ABSTRAK iv

KATA PENGANTAR..... viii

DAFTAR ISI x

DAFTAR GAMBAR.....xiv

DAFTAR TABEL xvi

BAB I PENDAHULUAN.....1

1.1 Latar Belakang..... 1

1.2 Perumusan Masalah 4

1.3 Tujuan Penelitian 5

1.4 Batasan Masalah 5

1.5 Manfaat 6

BAB II DASAR TEORI & TINJAUAN PUSTAKA.....7

2.1 Biomassa 7

2.1.1 Analisa *Ultimate* 8

2.1.2 Analisa Proximate.....9

2.1.3 Nilai Kalor Biomassa 9

2.2 Teknologi Gasifikasi 10

2.2.1 Gasifikasi.....10

2.2.2 Prinsip Kerja Gasifikasi 12

2.2.3 Parameter Pada Reaktor Gasifikasi.....18

2.3 Perhitungan Dasar Gasifikasi 20

2.4 Penelitian Terdahulu 22

2.4.2. Biomassa Pelepah Kelapa Sawit.....22

2.4.3 Sistem Pengendali Suhu 23
BAB III METODOLOGI 29
3.1. *Flowchart* Penelitian 29
3.2. Rancangan Penelitan 30
3.2.1 Studi Literatur 30
3.2.2 Gasifier dan Sistem Kontrol 31
3.2.3 Pembuatan Briket Pelepah Sawit 32
3.2.4 Pengambilan dan Perhitungan Data Awal 33
3.2.5 Analisa Data dan Pembahasan.....35
3.2.6 Kesimpulan 36
3.3. Peralatan dan Bahan.....37
3.3.1 Skema Peralatan 37
3.3.2 Pelataran Ukur 38
3.3.3 Bahan Material 41
3.4. Metode Pengambilan Data 43
3.4.1 Prosedur Penelitian 43
3.4.2 Prosedur Operasional 44
BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN 47
4.1 Distribusi Suhu 47
4.2 Komposisi *Syngas*.....52
4.3 Lower Heating Value (LHV).....54
4.4 Efisiensi Gas Dingin (CGE) 57
4.5 Laju alir massa Udara 59
4.6 Lajur alir massa *Syngas*.....60

4.7 Laju alir massa Briket Pelepah Kelapa Sawit 61
4.8 Kesetimbangan Massa..... 62
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN 63
5.1 Kesimpulan..... 63
5.1 Saran 64
DAFTAR PUSTAKA.....65
LAMPIRAN.....67
BIODATA PENULIS.....77

"Halaman ini sengaja dikosongkan"

DAFTAR GAMBAR

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Empat zona gasifikasi 12
Gambar 2.2 Proses pada reaktor gasifikasi 12
Gambar 2.3 *Updraft* gasifier 16
Gambar 2.4 *Downdraft* gasifier..... 17
Gambar 2.5 *Crossdraft* gasifier..... 18
Gambar 2.6 Skema peralatan 22
Gambar 2.7 Variasi *moisture* dari biomassa pelepah kelapa sawit. 23
Gambar 2.8 Grafik (a) perbandingan antara efesinsi dan komposisi gas pada proses gasifikasi (b) tanpa sistem kontrol dan (c) dengan sistem kontrol 24
Gambar 2.9 (a) *cold* dan (b) *hot gas efficiency* dengan dan tanpa sistem pengendali 25
Gambar 2.10 Grafik suhu pada zona *partial combustion* dengan pengendali otomastis dengan setting suhu 750 ^{o}. 26
Gambar 2.11 Grafik hubungan antara perubahan lajur alir massa udara dengan perubahan suhu rata-rata zona partial *combustion* pada proses gasifikasi tanpa dan dengan GCU 26
Gambar 2.12 Grafik perbandingan efisiensi gasifikasi..... 27
Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian.....29
Gambar 3.2 Model sistem penelitian..... 30
Gambar 3.3 Skema Sistem Kontrol 31
Gambar 3.4 Diagram alir logika pengendalian suhu gasifikasi pada GCU..... 32
Gambar 3.5 Flowchart proses pengambilan data 35
Gambar 3.6 Skema peralatan 37
Gambar 3.7 Termokopel tipe K 38
Gambar 3.8 (a) *Pitot Tube* dan **(b)** Digital Manometer..... 40
Gambar 3.9 Peralatan Gas Kromatografi..... 40
Gambar 3.10 Gambar peralatan analisa (a) proximate dan (b)

ultimate 41
Gambar 3.11 Pengeringan briket pelepah sawit.....42
Gambar 4.1 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 600°C 47
Gambar 4.2 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 700°C 48
Gambar 4.3 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 800°C 49
Gambar 4.4 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 900°C 50
Gambar 4.5 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 1000°C 51
Gambar 4.6 Perbandingan komposisi syngas pada tiap settingan suhu.....53
Gambar 4.7 Nilai LHV gasifikasi dari setiap variasi settingan suhu.....56
Gambar 4.8 Persentasi efisiensi gas dingin pada gasifikasi dari setiap variasi settingan suhu 58
Gambar 4.9 Perbandingan antara laju alir massa udara dengan settingan suhu 59
Gambar 4.10 Perbandingan antara laju alir massa *syngas* dengan settingan suhu 60
Gambar 4.11 Perbandingan antara laju alir massa Briket Pelepah dengan settingan suhu 61
Gambar 4.13 Grafik perbandingan *losses* dengan *setting* suhu .62

DAFTAR TABEL

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Kandungan Kalori Limbah Biomassa Kelapa Sawit.. 10
Tabel 3.1 Varibel-variabel dalam penelitian..... 36
Tabel 3.2 Hasil analisa ultimate dan proximate briket dari pelepah sawit..... 42
Tabel 4.1 Hasil pengujian komposisi syngas.....53
Tabel 4.2 Gas yang dapat terbakar..... 54
Tabel 4.3 Kesetimbangan Massa Reaksi dalam 5 menit 62

"Halaman ini sengaja dikosongkan"

BAB I

PENDAHULUAN

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki tantangan yang berpotensi menjadi ancaman di sektor energi, yang memerlukan penanganan serius. Berbagai kajian telah membuktikan bahwa indonesia kedepan berpotensi menjadi negara pengimpor minyak, jika masyarakat Indonesia tidak mengganti prilaku konsumsi energi sehari-hari. Pola konsumsi energi dunia, maupun Indonesia saat ini, masih didominasi energi fosil dalam bentuk minyak bumi, gas, dan batu bara. Berdasarkan data dari Badan Pusat Stastistik Indonesia, sejak tahun 1996 produksi minyak mentah di Indonesia adalah 548 ribu barel. Sedangkan pada tahun 2018 produksi minyak mengalami penurunan menjadi 281 ribu barel. Penyebabnya adalah produktivias sumur-sumur yang ada semakin berkurang. Fenomena defisit inilah yang kemudian terjadi, disaat produksi minyak terus menurun, konsumsi bahan bakar minyak Indonesia justru terus meningkat seiring dengan pertambahan jumlah penduduk dan pupulasi kendaraan bermotor, baik sepeda motor maupun mobil. Sebagai gambaran, penjualan mobil pada 2017 mencapai 1,079 juta unit, naik hampir 150% dalam 10 tahun terakhir atau rata-rata 10% per tahun. Pada kurun waktu yang sama, penjualan motor naik 33%, atau 3,3 persen per tahun. Di luar itu, PT. KAI setiap tahun rata-rata mengkonsumsi 200 juta liter per tahun.

Potensi sumber daya biomassa di Indonesia merupakan salah satu yang terbesar dibandingkan negara lain, menurut Kementerian ESDM, potensinya apabila dikembangkan adalah 50 Giga Watt (GW). Selain itu, data dari (ZREU, 2000) menyebutkan bahwa Indonesia memproduksi 146,7 juta ton setara 470 Giga Joule (GJ) biomassa per tahun yang mana salah satu sumber utamanya berasal dari residu perkebunan kelapa sawit yaitu sebesar 67 GJ per tahun. Pada tahun 2018 luas areal perkebunan di Indonesia mencapai 12.76 juta hektar. Di tahun yang sama, Indonesia juga telah

memproduksi kelapa sawit dengan jumlah sebanyak 36,59 juta ton. Dari proses produksi tersebut, akan menghasilkan limbah atau sampah sisa produksi, dan jumlah limbah ini tentunya akan meningkat seiring dengan semakin bertambahnya luas areal perkebunan. Limbah perkebunan kelapa sawit untuk biomassa dapat diperoleh dengan mendayagunakan semua produk yang tidak digunakan untuk makanan dan kesehatan, maka dapat diperoleh biomassa seperti pelepah, tempurung (cangkang sawit), serabut, batang pohon, tandan kosong, dan limbah cairnya (*POME-Palm Oil Mill Effluent)*. Berdasarkan Badan Pengelola Dana Perkebunan, dari 1 ton tandan buah segar yang diolah akan dihasilkan limbah cair POME sebanyak 583 kg. Limbah padat yang dihasilkan adalah serabut dan cangkang sebanyak 144 kg dan 64 kg, serta Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sebanyak 210 kg (kadar air 65 %).

Limbah kelapa sawit tersebut dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar atau biomassa yang memiliki nilai ekonomi yang tinggi. Ada beberapa teknologi konversi termokimia biomassa yang dapat merubah biomassa menjadi energi yaitu, pembakaran langsung, pirolisis, dan gasifikasi (Yokoyama, 2008). Pembakaran langsung adalah proses yang paling mudah dan konvensional dibandingkan dengan yang lainnya. Biomassa langsung dibakar tanpa adanya proses-proses tertentu, seperti yang telah dilakukan ditingkat rumah tangga dengan menggunakan bahan bakar kayu atau limbah kayu, ranting, dan daun-daun kering sebagai bahan bakar tungku untuk kegiatan memasak atau untuk penghangat ruangan. Pirolisis adalah penguraian biomassa karena panas pada suhu yang lebih dari 150 ^{o}C. Pada proses pirolisis terdapat beberapa tingkatan proses, yaitu pirolisis primer dan pirolisis sekunder. Pirolisis primer adalah pirolisis yang terjadi pada bahan baku, sedangkan pirolisis sekunder adalah pirolisis yang terjadi atas partiker dan gas/uap hasil pirolisis primer. Gasifikasi biomassa dapat didefinisikan sebagai proses konvensi biomassa di dalam suatu reaktor gasifikasi (*gasifier*) menjadi bahan bakar (Basu, 2010). Gas tersebut dipergunakan sebagai bahan bakar motor untuk

menggerakkan generator pembangkit listrik. Gasifikasi merupakan salah satu alternatif dalam rangka program penghematan dan diversikasi energi. Selain itu gasifikasi akan membantu mengatasi masalah penanganan dan pemanfaatan limbah pertanian, *Municipal Solid Waste* (MSW), perkebunan, dan kehutanan.

Proses gasifikasi memiliki beberapa tiper reaktor berdasarkan aliran udaranya, yang dibagi menjadi tiga yaitu, *updraft gasifier*, *downdraft gasifier* dan *crossdraft gasifier*. Pada penelitian ini akan difokuskan pada proses gasifikasi *downdraf*. Tipe ini dipilih karena memiliki beberapa kelebihan yaitu, *gasifier downdraft* berkemungkinan menghasilkan gas bebas tar sehingga masalah lingkungan yang ditimbulkan lebih kecil, perolehan tar dan minyak yang dihasilkan pada *downdraft gasifier* lebih kecil, dan waktu yang digunakan untuk penyalaan pengoprasian sistem lebih sedikit daripada *updraft gasifier*. Proses gasifikasi *downdraft* memiliki beberapa parameter operasional, salah satunya adalah suhu. Parameter suhu ini sangat penting karena dapat mempengaruhi jumlah dan komposisi dari *syngas*. Untuk reaktor gasifikasi *downdraft* memiliki suhu berkisar 600-800 ^{o}C pada zona oksidasi parsial (Reed dan Das, 1988). Pengaturan jumlah udara yang masuk dalam reaktor gasifikasi untuk mengendalikan suhu proses gasifiasi menjadi salah satu kunci dari pengendalian komposisi dan jumlah *syngas*. Oleh karena itu temperatur operasi harus selalu diawasi secara kontinyu agar perubahan suhu dapat diatasi, salah satu caranya yaitu dengan mengatur jumlah udara yang masuk ke dalam reaktor dengan mengendalikan kecepatan putaran pada blower.

Efisiensi energi pada proses gasifikasi dengan adanya sistem pengendalian suhu dapat meningkat senilai 16% pada perubahan *setting suhu value* suhu dari 500°C menjadi 750 ^{o}C, ini terjadi karena adanya peningkatan lajur alir massa *syngas* dan nilai LHV (Sudarmanta dan Yuwono, 2016). Hal tersebut membuktikan bahwa variasi *settingan* suhu adalah salah satu faktor yang dapat meningkatkan performa dan produktivitas dari sebuah reaktor. Selain itu bila dibandingkan dengan proses gasifikasi tanpa

pengendali suhu maka terdapat peningkatan sebesar 2%, hal ini dimungkin kan terjadi karena laju alir massa udara pada proses gasifikasi dengan pengendali suhu yang dapat berubah-ubah sesuai dengan kondisi suhu (Sudarmanta dan Yuwono, 2016).

Pengawasan dan pengendalian suhu operasional gasifikasi dapat dilakukan secara manual maupun dengan proses otomasi. Penggunaan sistem pengendali suhu otomatis pada reaktor gasifikasi menjadi salah satu solusi untuk mengendalikan komposisi dan jumlah *syngas* yang dihasilkan (Sudarmanta dan Yuwono, 2016). Dengan perkembangan teknologi otomasi saat ini, maka penggunaan proses otomasi untuk pengendalian suhu proses gasifikasi. Penggunaan teknologi otomasi diharapkan dapat meningkatkan kualitas *syngas,* menambah nilai ekonomis dari reaktor gasifikasi, dan mengurangi keberadaan operator pada pengoprerasiannya.

Berdasarkan penjelasan diatas eksperimen ini difokuskan pada pengendalian suhu reaktor gasifikasi *downdraft* pada zona oksidasi parsial dengan variasi *settingan* suhu menggunakan sistem pengendali suhu. Adapun biomassa yang digunakan adalah pelepah kelapa sawit yang telah di briket dengan dimensi diameter sekitar 6 mm dan panjang 5-15 mm. Variasi suhu yang akan dikendalikan adalah 600 ^{o}C, 700 ^{o}C, 800 ^{o}C, 900 ^{o}C, 1000 ^{o}C. Penggunaan dari sistem pengendali suhu pada zona oksidasi parsial diharapkan dapat memengaruhi perubahan *settingan* suhu terhadap proses reaksi dimasing-masing zona pirolisis, oksidasi parsial, dan reduksi. Selanjutnya akan meningkatkan performa proses gasifikasi yang dinyatakan dalam parameter : laju produksi, komposisi *syngas,* distribusi suhu, LHV, efisiensi gas-dingin dan lajur alir massa *syngas.*

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, adapun rumusan masalah pada penilitian kali ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana cara merancang sistem pengendali suhu yang efektif untuk menghasilkan performa gasifikasi yang baik pada *gasifier* tipe *downdraft*?
2. Bagaimana pengaruh dari variasi settingan suhu menggunakan sistem pengendali suhu pada zona oksidasi parsial terhadap performa *gasifier* tipe *downdraft*?
3. Bagaimana performa gasifikasi pada *gasifier* tipe *downdraft* dengan penggunaan sistem pengendali suhu?

1.3 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan dari penelitian kali ini adalah sebagai berikut:

1. Penelitian ini akan dilakukan secara eksperimen menggunakan *gasifier downdraft* yang berada di Laboratorium Gasifikasi Teknik Mesin ITS.
2. Biomasssa yang digunakan adalah pelepah kelapa sawit yang telah di briket dengan dimensi dan kandungan air yang telah ditentukan sebelumnya.
3. Udara yang digunakan sebagai medium pada proses gasifikasi diasumsikan 1 atm dan 25 ^{o}C.
4. *Heat loss* yang dilepaskan reaktor ke lingkungan diabaikan.
5. Menggunakan perbandingan AR 1:7:2 masing-masing pada zona pirolisis, oksidasi dan reduksi.

1.4 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah yang digunakan dalam penelitian kali ini adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui cara merancang sistem pengendali suhu yang efektif untuk menghasilkan performa gasifikasi yang baik pada *gasifier* tipe *downdraft*.
2. Mengetahui pengaruh dari variasi settingan suhu menggunakan sistem pengendali suhu pada zona

oksidasi parsial terhadap performa pada *gasifier* tipe *downdraft*.

3. Mengetahui performa gasifikasi pada *gasifier* tipe *downdraft* dengan penggunaan sistem pengendali suhu.

1.5 Manfaat

Adapun manfaat dari penelitian untuk tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Memberikan informasi terkait teknologi gasifikasi.
2. Dapat memberikan informasi untuk penelitian energi terbarukan.
3. Sebagai referensi terkait penelitian *gasifier* dengan tipe *downdraft* dan biomassa limbah kelapa sawit.

BAB II

DASAR TEORI & TINJAUAN PUSTAKA

BAB II
DASAR TEORI & TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Biomassa

Biomassa secara umum adalah bahan organik yang berasasl dari tumbuh-tumbuhan baik secara langsung maupun tidak langsung dimanfaarkan sebagai energi atau bahan dalam jumlah besar (Yokayama, 2008). “Secara tidak langsung mengacu pada produk yang diperoleh melalui peternakan dan industri makanan”. Tidak seperti sumber-sumber alamiah seperti pertoleum, batubara dan bahan nuklir, biomassa adalah sumber energi terbarukan yang berbasis pada siklus karbon. Nilai kalor bakar biomassa bervariasi tergantung pada sumbernya. Pemakaian biomassa dapat memberi kontribusi yang signifikan kepada managemen sampah, ketahanan bahan bakar dan perubahan iklim. Di pedesaan, terutama di negara-negara berkembang, biomassa dari kayu, daun, sekam padi dan jerami merupakan bahan bakar utama untuk pemanasan dan memasak.

Pada umunya biomassa terdiri dari unsur *carbon* (C), hidrogen (H), oksigen (O) dan nitrogen (N). Sumber-sumber umum dari biomassa berdasarkan yang telah ditulis oleh Basu (2013) adalah sebagai berikut :

a. Pertanian dan peternakan : biji-bijian, ampas tebu, tongkol jagung, jerami, kulit buah, kotoran ternak.
b. Hutan : batang kayu, serbu kayu sisa pengrajin.
c. Masyarakat : sampah rumah tangga, potongan tanaman rumah.
d. Tanaman energi : kayu sengon, sawit, kelapa dan kedelai.
e. Biologis : kotoran hewan, tanaman air, sampah biologis.

Selain itu biomassa juga dapat dibagi menjadi dua kelompok yaitu :

a. Biomassa murni : kayu, tanaman, daun, hasil petanian dan sayuran.
b. Biomassa sampah : sampah rumah tangga, lumpur selokan, kotoran hewan atau manusia, gas dari TPA dan sampah pertanian.

Catatan dari *International Energy Agency* menunjukkan bahwa energi biomassa menyediakan 30% dari suplai energi utama dibeberapa negara berkembang. Sekarang ini lebih dari 2 juta penduduk dunia masih tergantung pada bahan bakar biomassa sebagai sumber energi primer. Pemakain biomassa secara langsung dpat menhemat bahan bakar fosilm akan tetapi disisi lain juka dipakai dalam ruangan tanpa ventilasi ang memadai bahan bakar biomassa yang digunakan secara langsung dapat membahayakan kesehatan. Laporan *International Energy Agency* dalam *World Energi Outlook* 2006 menyebutkan bahwa 1.3 juta orang di seluruh dunia meninggal karena pemakaian biomassa secara langsung. Selain pengunaan secara langsung sebagai bahan bakar padat, biomassa dapat diolah menjadi berbagai jenis biofuel cari dan gas.

2.1.1 Analisa *Ultimate*

Analisa ini bertujuan untuk menghetahui komposisi hidrokarbon dari bahan biomassa kecuali kandungan ari dan abu yang akan dinyatakan dalam bentuk persentase berat dari masing-masing unsurnya, sehingga bila dijumlahkan total persetanse berat unsur hidrokarbon ditambah kandungan air dan abu adalah 100%. Sebagai contoh hasil analisa *ultimate* dari limbah pelepah kelapa sawit yang disusun oleh (Saleh, dkk, 2019) adalah C 44,58%; H 4,53%; N 0,71%; S 0,07%; O 48,80%.

Tidak semua elemen unsur tekandung dalam biomassa, misalnya tidak semua unsur mengandung unsur sulfur (S). Kandungan air dalam biomassa dinyatakan secara terpisah, sehingga hidrogen dan oksigen pada analisa *ultimate* tidak menyatakan hidrogen dan oksigen yang ada dalam kandungan air tetapi hanya pada biomassa saja.

2.1.2 Analisa Proximate

Analisa *proximate* bertujuan untuk mengidentifikasi kandungan air (*moisture*), *volatile matter, fixed carbon,* dan abu yang dimiliki oleh biomassa. Sebagai contoh analisa *proximate* dari limbah padat cangkang kelapa sawit adalah : kandungan *moisture* 7,80%; *volalite matter* 79,34%; *fixed carbon* 8,36%; abu 4,5% (Saleh, dkk, 2019). *Volatile matter* dari biomassa adalah gas terkondensasi atau tidak terkondensasi yang dilepaskan oleh biomassa tersebut saat dipanaskan. *Fixed carbon* menyatakan jumlah karbon padat yang tetap berada pada arang dari biomassa saat setelah terjadinya proses devolatisasi. *Fixed carbon* ini juga merupakan parameter penting dalam proses gasifikasi karena sebagian besar proses konversi dari *fixed carbon* ini akan menjadi gas dan menentukan laju hasil gasifikasi. Abu merupakan sisa padatan anorganik yang terjadi setelah biomassa terbakar seluruhnya. Kandungan utama dalam abu adalah silika, aluminum, besi dan kalsium. Sejumlah kecil kandungan magnesium, titanium, sodium, dan potasium kemungkinan juga terjadi.

2.1.3 Nilai Kalor Biomassa

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 dalam bentuk reaktan. Besaran nilai kalor dari suatu bahan bakar sama dengan harga mutlak dari *entalpi* pembakaran bahan bakar. Nilai energi merupakan karakteristik untuk setiap zat. Hal ini diukur dalam satuan energi per unit substansi, biasanya massa , seperti: kJ / kg, kJ/mol, kkal/kg, Btu/lb. *Heating value* umumnya ditentukan dengan menggunakan kalorimeter bom. Terdapat dua jenis nilai kalor yaitu:

1. *Higher heating value* (HHV) yaitu nilai kalor atas. Nilai kalor atas ditentukan pada saat HO pada produk pembakaran berbentuk cairan.

2. *Lower heating value* (LHV), yaitu nilai kalor bawah. Nilai kalor bawah ditentukan saat H2O pada produk pembakaran berbentuk gas.

Jumlah energi yang dilepasakan pada proses pembakaran dinyatakan sebagai *entalpi* pembakaran yang merupakan beda *entalpi* antara produk dan reaktan dari proses pembakaran sempurna. *Entalpi* pembakaran ini lah yang dinyatakan sebagai *Higher Heating Value* (HHV) atau *Lower Heating Value* (LHV).

Limbah kelapa sawit memiliki nilai kalor yang cukup tinggi untuk dimanfaatkan menjadi pembangkit listrik. Nilai kalor yang dihasilkan dari limbah kelapa sawit tersebut dapat kita lihat pada tabel berikut:

Tabel 2.1 Kandungan Kalori Limbah Biomassa Kelapa Sawit

Produk Limbah Sawit	Rata-Rata Nilai Kalor (kj/Kg)	Kisaran (kj/Kg)
TKKS	18.795	18.000-19.920
Serat	19.055	18.800-19.580
Cangkang	20.093	19.500-20.750

2.2 Teknologi Gasifikasi

2.2.1 Gasifikasi

Gasifikasi dapat didefinisikan sebagai proses konversi energi biomassa menjadi bahan bakar berbentuk gas oleh adanya proses oksidasi parsial (sedikit oksigen) dari biomassa tersebut pada suhu tinggi antara 800-900°C (Mckendry, 2002a). Gas yang dihasilkan antara lain terdiri dari unsur-unsur hidrogen, karbon monosikda, metana, karbon dioksida, uap air, senyawa hidrokarbon lain dalam jumlah yang kecil, serta bahan-bahan organik . Gas yang dihasilkan memiliki nilai kalor yang rendah (1000-1200 kCal/Nm^3) tetapi dapat dibakar dengan efisiensi yang tinggi dengan kontrol yang mudah dan tidak menghasilkan emisi

asap. Gasifikasi biomassa sangat populer pada periode perang duia ke dua. Lebih dari satu juta mobil dimasa itu menggunakan kayu atau batubara sebagai bahan bakarnya. Bahan bakar yang umum digunakan pada gasifikasi adalah bahan bakar padat, salah satunya adalah pelepah kelapa sawit. Dengan teknik gasifikasi pengolahan sampah atau limbah industri tersebut dapat diarahkan menjadi bahan bakar gas yang memiliki nilai jual tinggi.

Gas-gas ini dapat dipakai sebagai pengganti BBM guna berbagai keperluan seperti menggerakkan mesin tenaga penggerak (diesel atau bensin), yang selanjutnya dapat digunakan untuk pembangkitan listrik, menggerakkan pompa, mesin giling maupun alat-alat mekanika lainnya. Selain itu gas ini juga dapat dibakar langsung untuk tanur pembakaran, mesin pengering, oven dan sebagainya yang biasanya memerukan pembakaran yang bersih. Setiap kilogram biomassa kering-udara (kadar air ± 10%) mengandung sekita 2,5 Nm^3 bahan bakar gas. Dalam terminologi energi, efesiensi konversi pada proses gasifikasi biomassa berkisar antara 60-70% (McKendry, 2002b).

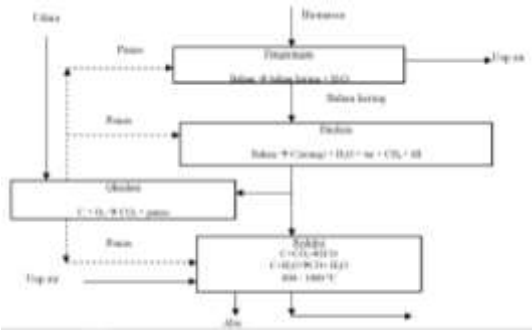
Proses termokimia untuk menghasilkan gas dari cairan ataupun padatan ada dua jenis proses, yaitu pirolisis dan gasifikasi. Proses pirolisis adalah proses dekomposisi cairan ataupun padatan menjadi gas tanpa adanya media apapun dan menggunakan energi ekstenal untuk prosesnya, sedangkan proses gasifikasi membutuhkan media gasifikasi berupa uap air, udara, ataupun oksigen untuk mengatur ulang struktur molekul untuk berubah menjadi gas. Dalam proses gasifikasi tdak diperlukan adanya energi eksternal karena menggunakan sebagian dari biomassa untuk proses pembakaran yang menghasilkan energi panas untuk proses pirolisis dalam gasifikasi. Gas yang diperoleh dari proses gasifikasi lazin disebut *producer gas/ synthetic gas (syngas).*

Gambar 2.1 Empat zona gasifikasi

2.2.2 Prinsip Kerja Gasifikasi

Terdapat 4 tahapan dalam proses gasifikasi yaitu *drying* pengeringan, pirolisis, reduksi dan oksidasi dengan rentan temperatur masing-masing proses yaitu :

- Pengeringan : T < 150°C
- Pirolisis : 150 ^{o}C < T < 700 ^{o}C
- Oksidasi : 700 ^{o}C < T < 1400 ^{o}C
- Reduksi : 400°C < T < 800°C



Gambar 2.2 Proses pada reaktor gasifikasi

1. Proses Pengeringan

Reaksi ini terletak pada bagian atas reaktor dan merupakan zona dengan temperatur paling rendah di dalam reaktor yaitu di bawah 150 ^{o}C. Proses pengeringan ini sangat penting dilakukan agar pengapian pada *burner* dapat terjadi lebih cepat dan lebih stabil. Pada reaksi ini, bahan bakar yang mengandung air akan dihilangkan dengan cara diuapkan dan dibutuhkan energi sekitar 2260 kJ untuk melakukan proses tersebut sehingga cukup menyita waktu operasi. Menurut kurniawan 2012, penelitian yang telah di lakukannya menunjukan bahwa pengeringan manual oleh sinar matahari berperan penting dalam mempercepat proses pengeringan didalam reaktor oleh panas reaksi pembakaran (oksidasi). Penjemuran dengan sinar matahari pada suhu diatas 32 ^{o}C selama 2 jam dapat mempercepat waktu pengeringan didalam reaktor hingga 30% atau kurang dari 25 menit. Jika dibandingkan dengan penjemuran pada suhu 30 % yang mencapai 25-40 menit proses pengeringan.

2. Pirolisis

Pirolisis atau *devotalisasi* disebut juga sebagai gasifikasi parsial. Suatu rangkain proses fisik dan kimia terjadi selama proses pirolisis yang dimulai secara lambar pada T < 350°C dan terjadi secara cepat pada T > 700 ^{o}C. Selama pirolisis, kelembaban menguap pertama kali pada suhu 100 ^{o}C, kemudia hemiselulosa terdekomposisi pada suhu 200-260 ^{o}C, diikuti oleh selulosa pada susu 240-340 ^{o}C dan lignin pada suhu 280-500 ^{o}C. Ketika suhu mencapai 500 ^{o}C, reaksi pirolisis hampir selesai. Oleh karena itu, pada laju pemanansan 10 ^{o}C/dtk pirolisis selesai dalam 1 menit, atau pirolisis selesai dalam 5 detik pada 100 ^{o}C/dtk. Semakin tinggi laju pemanasan semakin mempercepat pembentukan produk yang mudah menguap, meningkatkan tekanan, waktu tinggal yang pendek dari produk yang mudah menguap di dalam reaktor dan hasil produk cair yang lebih tinggi dinamakan pirolisis cepat atau pirolisis kilat. Produk cari yang menguap mengandung tar dan PAH (*polyaromatic hydrocarbon*). Produk pirolisis umumnya

terdiri dari tiga jenis, yaitu gas ringan (H_2, CO, CO_2, H_2O dan CH_4), tar dan arang.

3. Oksidasi

Hasil pembakran pada zona pirolisis akan dilanjutkan oleh zona oksidasi pada suhu yang cukup tinggi 700-1400 ^oC. Ketika reaktor mencapai suhu tersebut, akan menghancurkan substansi tar sehingga kandungan menjadi lebih rendah. Distribusi oksigen yang merata akan meyempurnakan proses oksidasi sehingga dihasilkan suhu maksimal dalam keseluruhan proses gasifikasi. Sekitar 20% arang beserta volatil teroksidasi dengan memanfaatkan oksigen yang terbatas dan sisa 80% arang akan turun kebawah menuju bagian reduksi yang hampir semuanya dipakai, menyisakan abu yang jatuh ke tempat pembuangan (Basu, 2010)

$C + ½ O_2 \rightarrow CO$ ΔH = -111 KJ/mol
(*Char-Oxygen/partial oxidation*)

$CO + ½ O_2 \rightarrow CO_2$ ΔH= -284KJ/mol
(*Complete oxidation*)

$H_2 + ½ O_2 \rightarrow H_2O$ ΔH = -242 KJ/mol
(*Hydrogen oxidation*)

Produk utama yang berupa energi panas yang sangat diperlukan untuk seluruh proses, sedangkan produk pembakaran merupakan gas CO, CO_2 dan air. Dalam campuran ini nitrogen dapat hadir jika oksidasi biomassa dilakukan dengan udara, sebaliknya nitrogen praktis tidak ada jika hanya menggunakan oksigen.

4. Reduksi

Produk yang dihasilkan pada proses ini bersifat mengambil panas yang berlangsung pada suhu 400-800 ^oC. Reduksi memiliki peranan penting untuk membentuk beberapa senyawa yang

berguna untuk menghasilkan *flammable gas* seperti H_2, CO, CH_4 atau yang dikenal dengan *producer gas.* Berikut reaksi kimia di zona reduksi.

C + CO2 ↔ 2CO Δ*H*= 172 kJ/mol *Boudouard reaction*
C + H2O ↔ CO + H2 Δ*H*= 131 kJ/mol *Reforming char*
CO + H2O ↔ CO2+ H2 Δ*H*= -41 kJ/mol *Shift reaction*
C + 2H2 ↔ CH4 Δ*H*= -75 kJ/mol *Methanation*

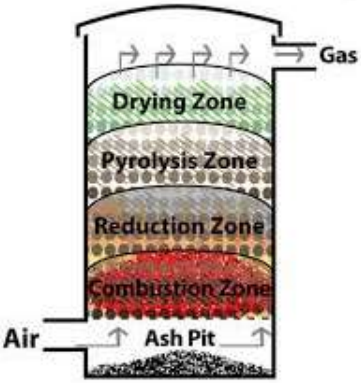
2.2.3 Jenis Reaktor Dalam Proses Gasifikasi

Reaktor yang digunakan untuk melakukan operasi gasifikasi disebut *gasifier*. Sebagian besar *gasifier* dirancang untuk mengubah bahan baku padat atau biomassa menjadi gas yang mudah terbakar. Jenis *gasifier* yang paling tua dan umum digunakan adalah *fixed bed gasifier*, ciri khas *gasifier* ini adalah perbedaan temperatur pada berbagai tempat di dalam *gasifier* dan beroperasi pada tekanan tinggi. Karakteristik dari *gasifier* jenis ini adalah rendahnya temperatur gasifikasi dan gas hasil gasifikasi sehingga membutuhkan oksigen yang rendah, serta menghasilkan kandungan metana yang tinggi. *Gasifier* jenis ini sangat mudah dibuat dan dioperasikan, tetapi mahal untuk ukuran kapasitas yang relatif kecil. Berdasarkan aliran udara yang dipasok ke dalam kolom bahan bakar, *fixed bed gasifier* dibagi menjadi tiga jenis, yaitu *updraft gasifier, downdraft gasifier* dan *crossdraft gasifier.*

a. *Updraft Gasifier*

Pada *gasifier* jenis ini, udara masuk melalui bagian bawah *gasifier* melalui grate. Aliran udara ini berlawanan arah (*counter current*) dengan aliran bahan bakar yang masuk dari bagian atas *gasifier*. Gas producer yang dihasilkan keluar melalui bagian atas *gasifier* sedangkan abu diambil pada bagian bawah *gasifier*. Reaksi pembakaran pada *gasifier* ini terjadi di dekat grate kemudian diikuti reaksi reduksi (proses gasifikasi). Reaksi reduksi tersebut akan menghasilkan gas bertemperatur tinggi. Gas hasil reaksi (*producer gas*) tersebut bergerak ke bagian atas *gasifier* menembus

unggun bahan bakar, gas producer akan kontak dengan bahan bakar yang turun sehingga terjadi proses pirolisis dan pertukaran panas antara gas dan bahan bakar. Panas yang diberikan gas digunakan bahan bakar untuk pemanasan awal dan pengeringan bahan bakar. Proses pirolisis dan pengeringan tersebut tejadi pada bagian teratas *gasifier*. *Updraft gasifier* mencapai efisiensi tertinggi ketika gas panas dihasilkan meninggalkan *gasifier* pada temperatur rendah. Bentuk *updraft gasifier* dapat dilihat pada gambar 2.3 dibawah ini.

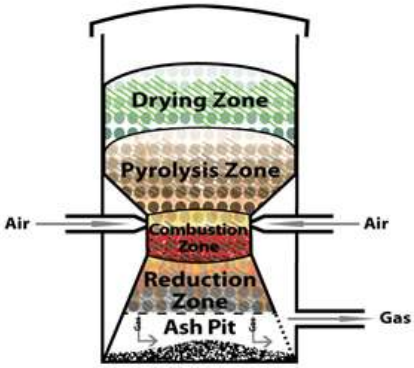


Gambar 2.3 *Updraft gasifier*

b. *Downdraft Gasifier*

Downdraft gasifier dirancang untuk membatasi kandungan minyak dan tar yang terbawa bersama gas producer. Pada *downdraft gasifier*, udara dimasukkan ke dalam aliran bahan bakar padat (*packed bed*) pada zona oksidasi. Aliran udara ini searah (*co-current*) dengan aliran bahan bakar yang masuk ke dalam *gasifier* (Akhator, 2014). Bahan bakar dimasukkan pada bagian atas *gasifier* dimana bahan bakar tersebut akan mengalami proses pengeringan dan pirolisis akibat panas yang dihasilkan pada reaksi oksidasi. Pada tahap pirolisis bahan bakar menghasilkan uap dan tar yang kemudian akan akan berubah menjadi arang. Perengkahan ini menghasilkan pembakaran stabil yang menjaga temperatur. Tahap selanjutnya adalah reaksi reduksi yang terjadi didekat *grate*

dan menghasilkan *syngas*. Gas yang dihasilkan akan tertarik keluar menuju bagian bawah *gasifier*. Gambaran tahap-tahap yang terjadi pada *downdraft gasifier* dapat dilihat pada gambar 2.4



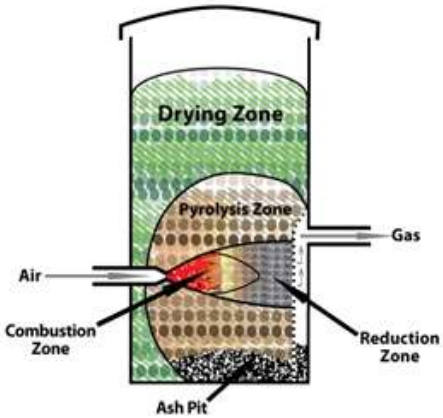
Gambar 2.4 *Downdraft gasifier*

Kekurangan yang dimiliki *gasifier* jenis ini adalah rendahnya efisiensi keseluruhan akibat rendahnya pertukaran panas pada sistem, serta kesulitan dalam menangani kelembaban dan kadar abu yang tinggi. Kelebihan menggunakan *gasifier* jenis ini adalah adanya kemungkinan menghasilkan gas bebas tar sehingga masalah lingkungan yang ditimbulkan lebih kecil daripada *updraft gasifier*, perolehan tar dan minyak yang dihasilkan pada *downdraft gasifier* lebih kecil dari daripada *updraft gasifier*. Dan waktu yang digunakan untuk penyalaan pengoprasian sistem lebih sedikit daripada *updraft gasifier*.

c. *Crossdraft Gasifier*

Crossdraft gasifier merupakan jenis *gasifier* yang khusus dirancang untuk arang (*charcoal*). *Gasifier* ini tidak ideal dan memiliki beberapa kekurangan diantaranya adalah proses yang ditujukan pada arang kualitas tinggi, temperatur gas keluaran *gasifier* tinggi, CO_2 yang tereduksi rendah dan kecepatan gas tinggi (Akhator, 2014). Hal ini disebabkan oleh desain *crossdraft gasifier* yang penempatan abu, zona pembakaran dan pereduksiannya

terpisah. Karakteristik desain seperti ini menyebabkan jenis bahan bakar yang dapat digunakan terbatas hanya pada bahan bakar yang berkadar abu sedikit, seperti kayu, sekam padi, arang dan batu karang. Waktu yang dibutuhkan untuk penyalaan lebih singkat daripada jesin *downdarft* dan *updraft*. Temperatur tinggi pada *gasifier* ini akan beroperasi dengan baik pada aliran udara dan bahan bakar yang kering serta sangat sesuai dioperasikan untuk skala kecil. Bentuk *crossdraft gasifier* dapat dilihat pada gambar 2.5 dibawah ini.



Gambar 2.5 *Crossdraft gasifier*

2.2.3 Parameter Pada Reaktor Gasifikasi

a. Komposisi gas

Unsur yang ada dalam *syngas* umumnya adalah CO, CO_2, H_2, CH_4, hidrokarbon berat dan N_2. Kandungan gas tersebut ada yang bisa terbakar seperti CO, H_2 dan CH_4 serta gas yang tidak bisa terbakar seperti CO_2 dan N_2. Dari komposisi gas tersebut, nantinya dapat diperhitungkan kandungan energi dalam gas ataupun untuk menganalisa pengoperasian dari reaktor gasifikasi. Analisa rasio

antara CO dan CO_2 (CO/CO_2) adalah salah satu cara untuk mengukur kualitas dari gas dan proses gasifikasi.

b. Nilai kalor gas

Jumlah kandungan energi pada *syngas* dapat hitungan secara teoritis dari analisa komposisinya, yaitu dengan menggunakan persamaan untuk menghitung Nilai Kalor Bawah gas (NKB_{gas}) sebagai berikut:

$$NKB_{GAS} = \Sigma_{i=1}^{n}(Y_i.NKB_i) \quad (2.1)$$

Keterangan :

Y_i = Konsentrasi gas yang terbakar (CO, CH_4, H_2)

NKB_i = Nilai kalor bawah gas terbakar (CO, CH_4, H_2)

c. *Cold gas efficiency*

Cold gas efficiency (η_{CG}) merupakan perbandingan antara energi kimia yang dihasilkan oleh *syngas* (didapatkan dari perkalian antara laju alir massa dengan nilai kalor bawah gas) dengan energi kimia dari biomassa (didapatkan dari perkalian antara laju alir massa biomassa dengan nilai kalor bawah biomassa).

$$\eta_{CG} = \frac{\dot{m}_{gas} NKB_{gas}}{\dot{m}_{biomassa} NKB_{biomassa}} \quad (2.2)$$

d. Kandungan tar

Kandungan tar merupakan parameter yang krusial. Hal tersebut dikarenakan tar yang merupakan campuran kompleks dari hidrokarbon yang dapat terkondensasi, termasuk di dalamnya

senyawa aromatik satu cincin hingga lima cincin dan juga terdapat hidrokarbon yang mengandung oksigen dan hidrokarbon poliaromatik, menyebabkan masalah pada proses juga pada peralatan lain yang menggunakan *syngas*.

2.3 Perhitungan Dasar Gasifikasi

Selama proses gasifikasi terjadi dua transformasi utama yaitu perpindahan massa dan perpindahan kalor (energi panas). Perpindahan massa ditentukan oleh kesetimbangan massa zat yang masuk dengan massa yang keluar dari sistem tersebut. Sedangkan perpindahan kalor ditentukan oleh kesetimbanagan energi yang masuk dengan energi yang keluar. Kesetimbangan massa adalah jumlah semua unsur yang terkandung dalam suatu unit massa input (bahan bakar dan udara) sama dengan jumlah unsur-unsur yang dihasilkan pada output berupa *syngas* dan abu selama proses gasifikasi terjadi. Sedangkan kesetimbangan energi adalah kondisi dimana besar energi kalor yang dihasilkan dalam suatu unit massa bahan bakar dengan nilai kalor spesifik tertentu dikurangi degan kerugian kalor yang terjadi selama proses gasifikasi.

a. Perhitungan Kesetimbangan Massa (*Mass Balance)*

Perhitungan kesetimbangan massa dan energi secara umum tergantung dengan masing-masing jenis sistem reaktor gasifikasi. Perhitungan ini juga meliputi perhitungan aliran *syngas* (flow rate), laju konsumsi bahan bakar (mass fuel rate), dan laju aliran udara gas gasifikasi.

$$\sum \textit{Mass Input} = \sum \textit{Mass Output}$$

$$m(bio) + m(Udara) = m(\textit{syngas}) + m(char) + m(Ash) \quad (2.3)$$

b. Laju Komsumsi Bahan Bakar

$$\dot{M}_{Bb} = \frac{m_{Bb}}{t} \quad (2.4)$$

Dimana :

$\dot{M}$ = Laju konsumsi bahan bakar (Kg/s)
m_{Bb} = Massa bahan bakar (Kg)
t = Waktu (s)

Menurut Guswendar (2012), laju pemakaian bahan bakar dipengaruhi oleh ketiga faktor yaitu kapasitas bahan bahar dalam reaktor, sisa pembakaran dan durasi operasional. Peneliti ini membandingkan laju bahan bakar pada *double gasifier* dan konvensional *gasifier*.

c. Laju aliran udara

Kebutuhan jumlah udara gasifikasi selalu lebih kecil daripada kebutuhan jumlah udara stoikiometrik (pembakaran sempurna). Jumlah udara gasifikasi sangat tergantung pada reaksi pembakaran masing-masing unsur yang terkandung dalam satuan bahan bakar udara secara sempurna. Kemudian jumlah stoikiometrik udara yang dibutuhkan untuk mengoksidasi biomasa dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Basu, 2010). Dengan asumsi bahwa udara kering mengandung 23,16% oksigen, 76,8% nitrogen dan 0,04% gas mulia (inert).

M_{da} = [0,1153C + 0,3434 (H-0/8) + 0,0434S]kg/kg udara kering (2.5)

Namun, jumlah oksidasi stoikiometrik idealnya tidak diperlukan untuk gasifikasi, karena akan menghasilkan karbondioksida dan peningkatan produksi abu. Oleh karena itu, umumnya proses gasifikasi menggunakan proses oksidasi parsial untuk menyediakan energinya. Oksidasi parsial pada gasifikasi idealnya menggunakan rasio ekivalen sekitar 0,2-0,4. Ekivalen rasio disimbolkan lamda (λ). Definisinya diberikan dengan persamaan berikut.

$$\lambda = \frac{AFR}{AFR_{stoikio}} \quad (2.6)$$

AFR adalah *air fuel ratio* atau rasio bahan bakar-udara untuk pembakaran, yang memiliki persamaan sebagai berikut:

$$AFR = \frac{\dot{m}\ air}{\dot{m}\ fuel} \qquad (2.7)$$

d. Massa Jenis *Syngas*

Massa jenis gas campuran (Kg/m^3), memiliki persamaan sebagai berikut :

$$\rho_{mix} = \frac{\rho_1 x_1 + \rho_2 x_2 + \ldots + \rho_n x_n}{x_1 + x_2 + x_n} \qquad (2.8)$$

Dimana :

ρ = massa jenis dari tiap komponen (Kg/m^3)

x = fraksi mol dari tiap komponen gas

e.* Massa laju alir *syngas

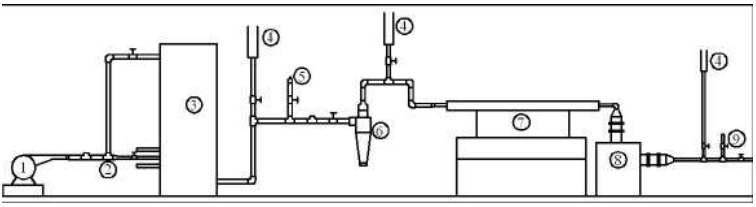
Massa lajur alir *syngas* dapat dihitung :

$$\dot{m}_{syngas} = Q_{syngas} . \rho_{mix} \qquad (2.9)$$

2.4 Penelitian Terdahulu

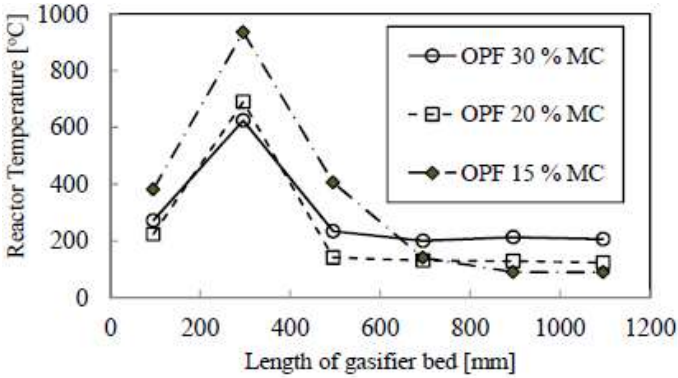
2.4.2. Biomassa Pelepah Kelapa Sawit

Sulaiman, dkk, 2014 melakukan penelitian menggunakan 50kW *fixed bed* tipe *downdraft* dan menggunakan pelepah kelapa sawit sebagai biomassanya. Dan melakukan variasi *moisture* biomassa senilai 15%, 20%, dan 30%.



Gambar 2.6 Skema peralatan (Sulaiman, dkk, 2014)

Hasil yang diperoleh menunjukkan 60% dari waktu operasi dapat menghasilkan api biru yang stabil, hal ini mengindikasikan bahwa komposisi dari *syngas* sudah mengandung hidrogen dan metana yang tinggi. Selain itu, penelitian tentang variasi *moisture* pada gasifikasi menunjukkan bahwa temperatur yang dihasilkan oleh biomassa dengan *moisture* 15% lebih rendah dari temperatur yang diinginkan untuk menghasilkan *syngas*. Selain itu, biomassa pelepah kelapa sawit dengan *moisture* 20% dan 30% tidak dapat menghasilkan gas yang terbakar. Hasilnya dapat dilihat pada gambar dibawah ini.

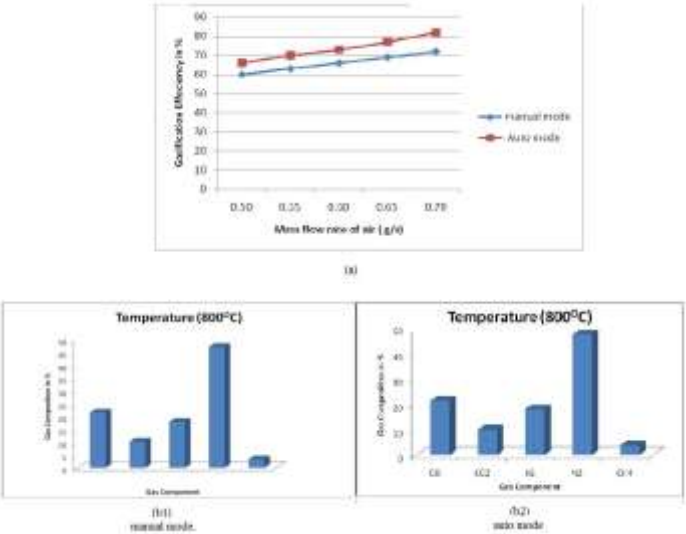


Gambar 2.7 Variasi *moisture* dari biomassa pelepah kelapa sawit. (Sulaiman, dkk, 2014)

2.4.3 Sistem Pengendali Suhu

Sivakumar, dkk, 2012 melakukan penelitian pada proses gafifikasi serpihan kayu dengan binder kotoran sapi pada reaktor gasifikasi *downdraft* berkapasitas 10kW yang telah diberi sistem kontrol dengan tujuan untuk meneliti efektifitas dari proses gasifikasinya. Penilaian efektifitas dilakukan dengan membandingkannya dengan reaktor tanpa sistem kontrol. Data hasil dari penelittian tersebut menunjukkan adanya peningkatan pada komposisi *syngas* dan efisiensi pada proses gasifikasi dengan

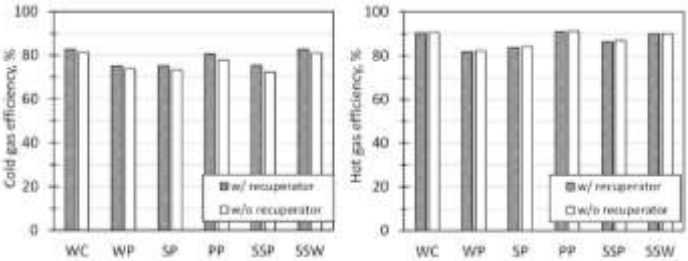
menggunakan sistem kontrol, grafik hasil penelitian dapat dilihat pada gambar 2.8.



Gambar 2.8 Grafik (a) perbandingan antara efesinsi dan komposisi gas pada proses gasifikasi (b) tanpa sistem kontrol dan (c) dengan sistem kontrol

Striugas, dkk, 2014 juga melakukan penelitian untuk mengevaluasi kinerja produksi gas dari reaktor gasifikasi *downdraf* yang sudah menggunakan pengendali otomatis dengan biomassa yang berbeda-beda. Pada reaktor gasifikasi untuk penelitian tersebut telah terpasang sistem pengendali otomatis dengan basis PID untuk mengendalikan temperatur proses, ketinggian biomassa dalam reaktor, dan sistem pembuangan arang dengan menggunakan variabel termanipulasi yaitu udara untuk gasifikasi, laju pasokan biomassa, gerakan *grate* dan *conveyor*. Eksperimen dilakukan dengan beberapa jenis biomassa dengan menggunakan pengaturan proses pada sistem kendali yang tidak berubah. Tujuannya adalah untuk mengetahui perbedaan proses yang terjadi

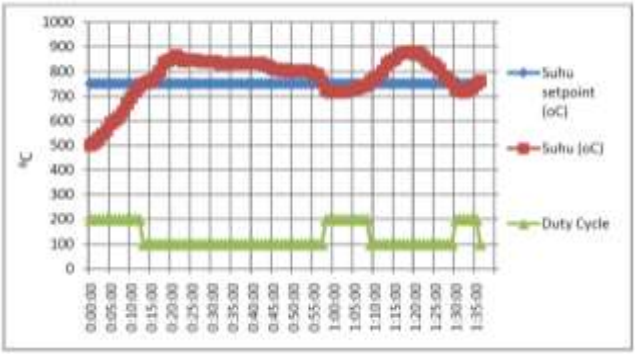
dan untuk mengetahui apakah diperlukan pengaturan ulang untuk setiap pergantiian biomassa agar kuliatas *syngas* stabil.



Gambar 2.9 (a) *cold* dan (b) *hot gas efficiency* dengan dan tanpa sistem pengendali

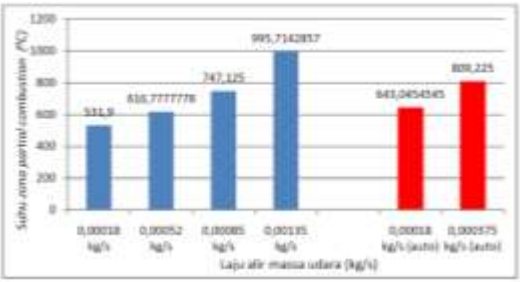
Hasil penelitian tersebut menunjukkan bahwa terjadi perbedaan yang sifnifikan pada temperatur proses, *presssure drop*, dan kandungan residu. Selain itu, jumlah gas dan energi yang dihasilkan juga bervariasi sesuai dengan biomassa yang digunakan. Walaupun terjadi perbedaan dalam prosesnya dan hasil akhir gas, tetapi berbagai jenis biomassa yang digunakan terbukti dapat diproses dengan satu reaktor gasifikasi yang telah diberi sistem kontrol tanpa merubah pengaturan proses.

Yuwono dkk, 2016 juga melakukan penelitian untuk menemukan pengaruh penggunaan pengendalian suhu pada zona oksidasi *partial combustion* secara otomatis dengan menggunakan biomassa MSW yang telah di briket. Yuwono menggunakan reaktor gasifikasi *downdraft* dengan melakukan variasi pada laju alir massa udara yang masuk pada zona *partial combustion* dengan dan tanpa sistem pengendali suhu. Yuwono juga merancang sendiri sistem pengendali suhu yang dinamakan GCU (*Gasification Control Unit*).



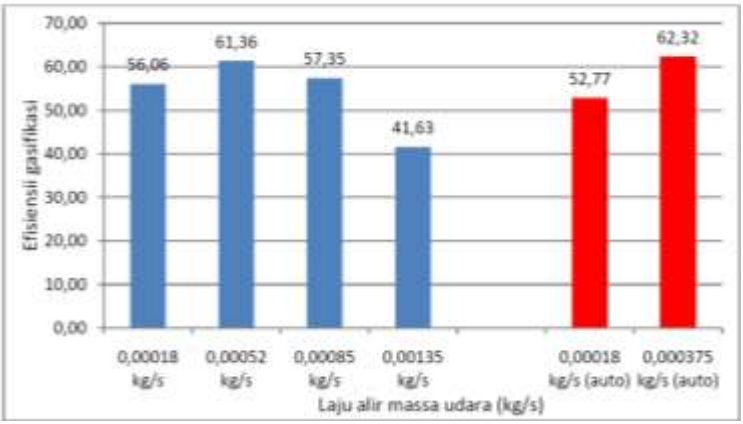
Gambar 2.10 Grafik suhu pada *zona partial combustion* dengan pengendali otomastis dengan *setting suhu* 750 °C

Yuwono mengatur putaran *blower* dengan membaginya menjadi persentase (*duty cylce*). Pada gambar 2.10 dapat dilihat pada awal pengoperasian GCU akan menaikan suhu operasi dengan mengubah *duty cycle* menjadi 20% maka suhu operasi pada zona *partial combustion* akan mencapai 750°C dalam waktu 15 menit. Kemudian suhu operasi akan terus naik melebihi suhu *setting suhu* sehingga GCU akan mengatur *duty cycle* menjadi 10%. Suhu operasi mulai menurun, hingga saat menit ke 55-60 GCU akan mengatur *duty cycle* menjadi 20% untuk menaikkan suhu operasi yang telah berada di bawah suhu *setting suhu*.



Gambar 2.11 Grafik hubungan antara perubahan lajur alir massa udara dengan perubahan suhu rata-rata *zona partial combustion* pada proses gasifikasi tanpa dan dengan GCU

Pada gambar 2.11 dapat dilihat kondisi laju alir massa udara pada proses gasifikasi briket MSW dengan GCU dapat mengontrol udara yang masuk dibandingkan tanpa GCU. Kondisi laju alir massa udara pada proses gasifikasi dengan GCU tidak sebesar laju alir massa udara proses gasifikasi tanpa tanpa GCU. Hal ini menyebabkan suhu pada zona *partial combustion* dapat diatur sesuai settingan suhu yang diinginkan. Dan pada gambar 2.12 dapat dilihat bahwa peningkatan lajur alir masa udara pada eksperimen dengan pengendali otomatis mengakibatkan kenaikan nilai efisiensi proses gasifikasi bila dibandingkan dengan gasifikasi tanpa pengendali suhu.



Gambar 2.12 Grafik perbandingan efisiensi gasifikasi

"Halaman ini sengaja dikosongkan"

BAB III

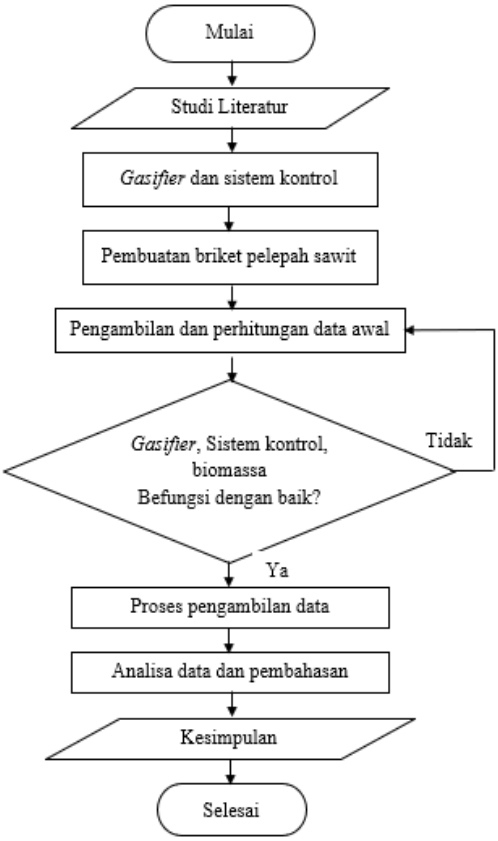
METODOLOGI PENELITIAN

BAB III

METODOLOGI

3.1. *Flowchart* Penelitian

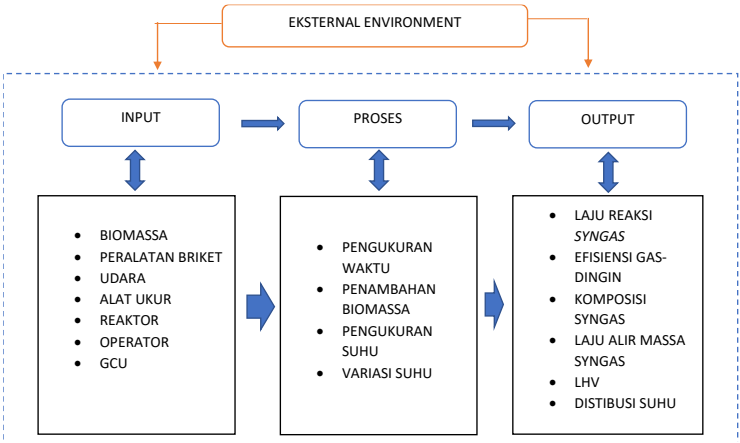
Langkah-langkah yang dilakukan dalam penelitian tugas akhir ini ditunjukan dengan *flowchart* penelitian pada gambar 3.1 sebagai berikut:



Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian

3.2. Rancangan Penelitan

Pada penelitian tugas akhir ini terdapat beberapa tahap yang perlu dilakukan agar penelitian dapat berjalan dengan baik serta mendapatkan hasil yang diinginkan. Beberapa tahap dari penelitian kali ini digambarkan melalui *flowchart* yang terdapat pada gambar 3.1 dan juga model sistem pada gambar 3.2. Adapun penjelasan dari *flowchart* pada gambar 3.1 adalah sebagai berikut:



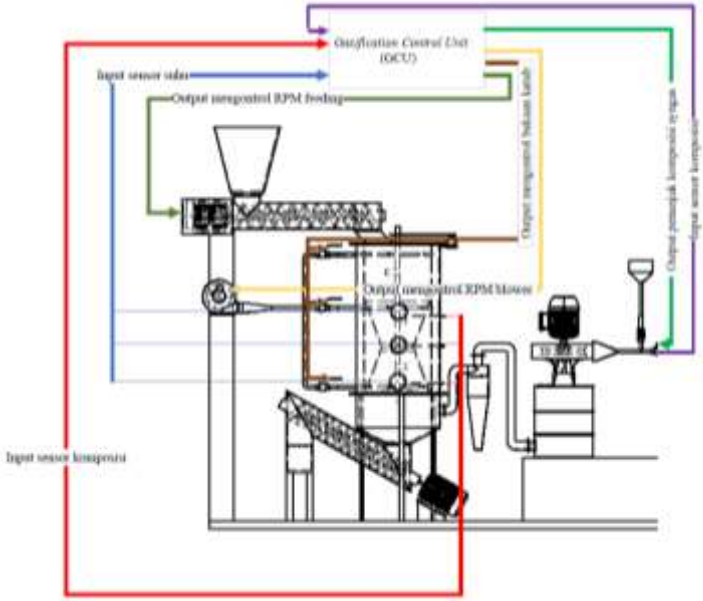
Gambar 3.2 Model sistem penelitian

3.2.1 Studi Literatur

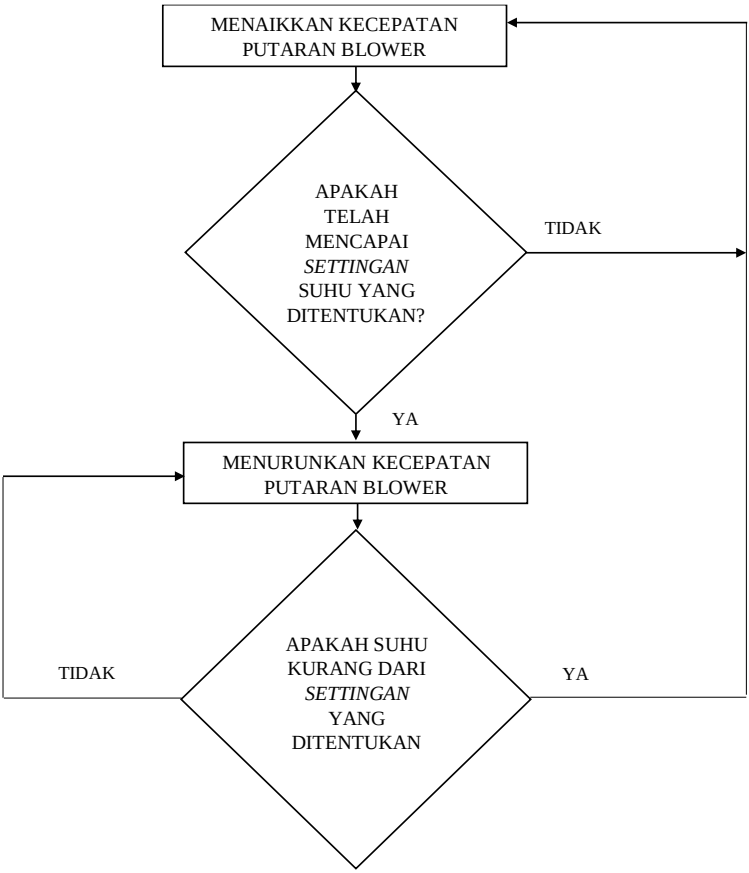
Studi literatur dilakukan agar dapat menunjang analisa, menambah pengetahuan serta pemahaman mengenai permasalahan yang diangkat pada penelitian tugas akhir kali ini. Referensi yang digunakan pada studi literatur ini didapatkan melaui jurnal internasional, buku, serta penelitian terdahulu yang berkaitan dengan topik penelitian. Materi yang sekiranya dapat menunjang dalam penelitian tugas akhir kali ini diantaranya adalah teori proses gasifikasi, metode pereduksian tar, teori mengenai *gasifier* tipe *downdraf*, biomassa pelepah sawit, dan sistem kontrol.

3.2.2 Gasifier dan Sistem Kontrol

Pada penelitian tugas akhir ini alat yang digunakan adalah *gasifier* tipe *downdraft* yang dimiliki oleh departemen Teknik Mesin ITS, Laboratorium *Gasification.* Modifikasi yang dilakukan pada penelitian ini adalah penambahan sistem kontrol yang berfungsi untuk mengatur perubahan rpm blower untuk mempertahankan variasi *setting* suhu pada zona oskidasi parsial.



Gambar 3.3 Skema Sistem Kontrol



Gambar 3.4 Diagram alir logika pengendalian suhu gasifikasi pada GCU

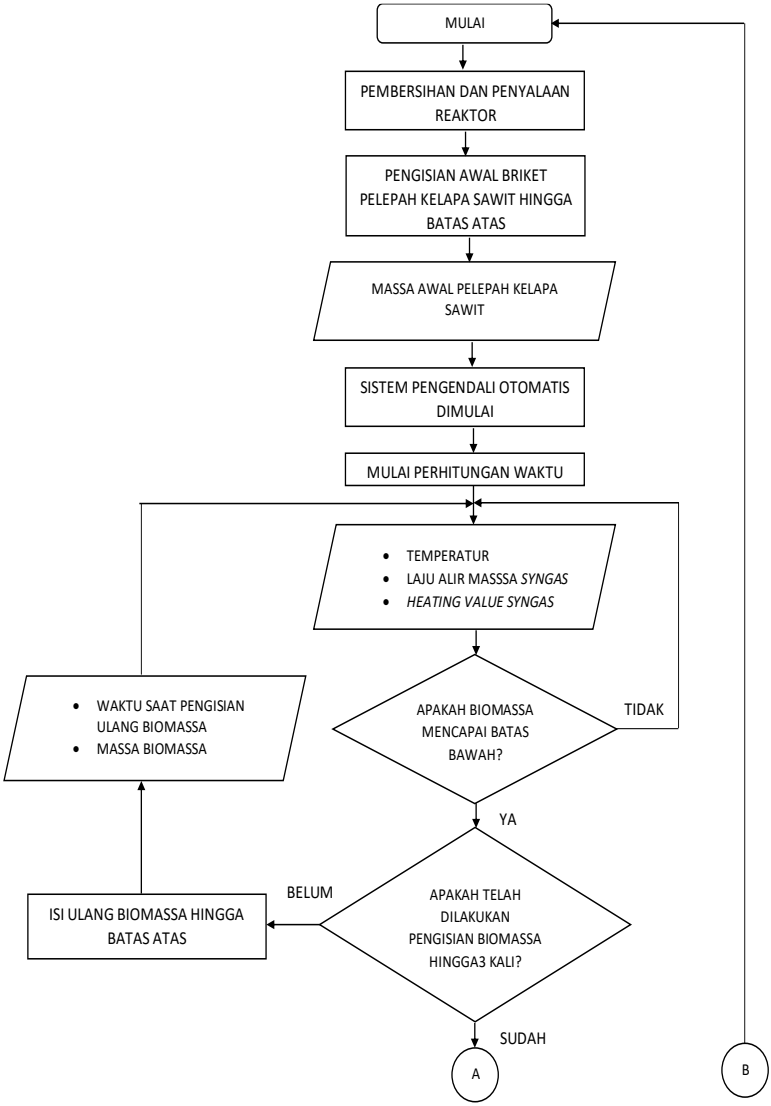
3.2.3 Pembuatan Briket Pelepah Sawit

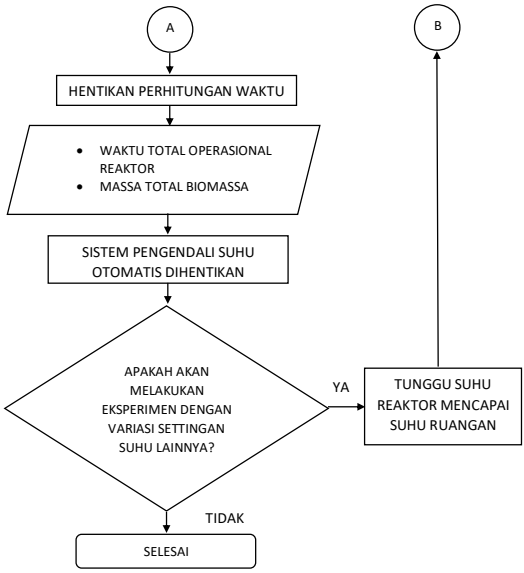
Jenis biomassa yang digunakan dalam penelitian ini adalah pelepah sawit. Pertama-tama pelepah harus dipotong-potong dan kemudian dicacah menjadi 2 mm. Pelepah sawit yang telah dicacah kemudian dikeringan di bawah sinar matahari selama 16 jam untuk mengurangi tingkat

kelembabannya. Setelah itu serpihan pelepah sawit di bentuk menjadi briket berukuran 6x10 mm.

3.2.4 Pengambilan dan Perhitungan Data Awal

Sebagai data awal pada penelitian ini adalah menghitung kecepatan aliran udara pada salutan *intake blower*. Hal ini sangat penting di lakukan, karena penelitian ini menggunakan perbandingan AR 1:7:2 yang masing-masing pada zona pirolisis, oksidasi dan reduksi. *Flowchart* proses pengambilan data dapat dilihat pada gambar dibawah ini.


MULAI
PEMBERSIHAN DAN PENYALAAN REAKTOR
PENGISIAN AWAL BRIKET PELEPAH KELAPA SAWIT HINGGA BATAS ATAS
MASSA AWAL PELEPAH KELAPA SAWIT
SISTEM PENGENDALI OTOMATIS DIMULAI
MULAI PERHITUNGAN WAKTU
TEMPERATUR
LAJU ALIR MASSSA SYNGAS
HEATING VALUE SYNGAS
APAKAH BIOMASSA MENCAPAI BATAS BAWAH?
TIDAK
YA
WAKTU SAAT PENGISIAN ULANG BIOMASSA
MASSA BIOMASSA
APAKAH TELAH DILAKUKAN PENGISIAN BIOMASSA HINGGA3 KALI?
BELUM
ISI ULANG BIOMASSA HINGGA BATAS ATAS
SUDAH
A
B



Gambar 3.5 Flowchart proses pengambilan data

3.2.5 Analisa Data dan Pembahasan

Penelitian yang telah dilakukan akan menghasilkan grafik hasil yang nantinya akan dilakukan analisa data serta pembahasan sesuai dengan dasar teori yang berlaku. Pada analisa penelitian tugas akhir ini akan diketahui pengaruh perubahan *settingan* suhu terhadap proses reaksi dimasing-masing zona pirolisis, oksidasi parsial, dan reduksi. Selanjutnya akan meningkatkan performa proses gasifikasi yang dinyatakan dalam parameter : laju produksi, komposisi *syngas*, distribusi suhu, LHV, efisiensi gas-dingin dan lajur alir massa *syngas*.

Tabel 3.1 Varibel-variabel dalam penelitian

	Variabel Tetap	Variabel Berubah	Variabel Terukur	Variabel Terhitung	Visualisasi
Parameter Operasional Reaktor Gasifikasi	Dimensi reaktor gasifikasi	*Settingan* suhu	Laju alir massa udara	*Air Fuel Ratio* (AFR)	
	Suhu udara		Suhu pada reaktor (3 titik)	Laju alir massa pelepah kepala sawit	
	Briket pelepah kelapa sawit		Waktu operasional reaktor		
	Putaran *suction pump*		Massa reload briket pelepah kelapa sawit		
	Settingan laju alir massa udara		Waktu antara reload briket pelepah kelapa sawit		
Parameter Unjuk Kerja Reaktor Gasifikasi			Laju alir massa *syngas*	Nilai kalor *syngas*	Nyala api *syngas*
			Komposisi *syngas*	Efisiensi gasifikasi	
			Nilai kalor pelepah kelapa sawit		

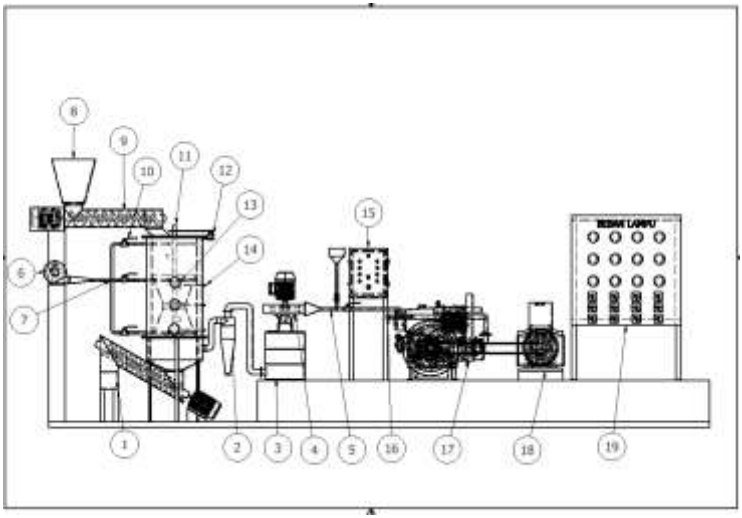
3.2.6 Kesimpulan

Dari analisa hasil penelitian yang telah dilakukan, maka ditarik kesimpulan dan saran agar penelitian selanjutnya dapat dilakukan dengan lebih baik. Kesimpulan dan saran ini merangkum poin-poin penting pembahasan dari hasil penelitian

yang telah dilakukan. Selain itu kesimpulan juga berisikan solusi dari permasalahan yang diangkat pada penelitian tugas akhir ini.

3.3. Peralatan dan Bahan

3.3.1 Skema Peralatan



Gambar 3.6 Skema peralatan

Keterangan Alat :

1. Ash box
2. *Cyclone*
3. *Dry filter*
4. *Induct fan*
5. Pipa aliran *syngas*
6. Mesin *Blower*
7. Saluran *intake* dari *blower*
8. Masukkan *feeding*
9. *Screw feeding*
10. *Valve intake*
11. Pengaduk
12. Motor pengaduk
13. *Thermocouple*
14. Sensor komposisi
15. Panel *box*
16. *Venturi*
17. Motor diesel
18. *Generator*
19. Beban lampu

3.3.2 Pelataran Ukur

1. **Pengukuran Temperatur**

Pengukuran suhu menggunakan 4 buah termokopel tip K yang akan dipasangkan di reaktor, sehingga dapat mengukur temperatur pada keempat zona gasifiasi.

Gambar 3.7 Termokopel tipe K

2. **Pengukuran Kecepatan Aliran Massa**

Alat ukur kecepatan alir massa media gasifikasi dan *syngas* yang digunakan memakai *pitot-static tube* untuk menghasilkan perbedaan tekanan (δp) yang akan digunakan sebagai masukan pada perangkat data akusisi yang telah terisi program untuk perhitungan kecepatan liran massa. Pengukuran ini dilakukan pada 2 titik, yaitu pada pipa aliran masuk udara dari blower dan aliran keluar *syngas* pada pipa . Perhitungan kecepatan aliran udara sebagai berikut.

$$V1 = \sqrt{\frac{2(Po - Pi)}{\rho air}} \qquad (3.1)$$

Keterangan :

Po-Pi = Hasil pengukuran manometer (Pa)

ρ_{air} = Massa jenis udara (1.1644 kg/m^3 at 30 °C)

- **Perhitungan Reynold number saat vmax (Re_{vmax})**

$$Re_{vmax} = \frac{\rho_{air}.V_{max}.D}{\mu} \quad (3.2)$$

Keterangan :
D = Diameter pipa (m)
μ = Viskositas udara saat 25 °C (184.6 x 10^{-7} kg/(m.s))

- **Perhitungan nilai n (*variation of power law exponent*)**

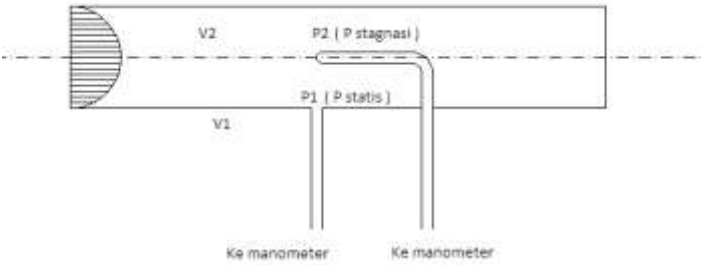
$$n = -1.7 + 1.8 \log Re_{vmax} \quad (3.3)$$

- **Perhitungan kecepatan rata-rata aliran udara ($\bar{V}$)**

$$\frac{\bar{V}}{V_{max}} = \frac{2n^2}{(n+1)(2n+1)} \quad (3.4)$$

- **Perhitungan kecepatan aliran massa udara**

$$\dot{m}_{air} = \rho_{air}.\bar{V}.A_{pipe} \quad (3.5)$$



(a)

(b)

Gambar 3.8 (a) *Pitot Tube* dan **(b)** *Digital* Manometer

3. Gas Kromatografi

Gas kromatografi digunakan untuk mengukur persentasi dari komposisi *syngas* seperti CO, CO_2, H_2, and CH_4. Pengukuran ini dilakukan di Laboratorium Material Kimia dan Energi (Lab KME, Kimia, ITS).

Gambar 3.9 Peralatan Gas Kromatografi

3.3.3 Bahan Material

Biomassa yang digunakan pada penelitian ini adalah briket pelepah sawit, bentuk briket digunakan karena memiliki massa jenis yanng lebih tinggi dan kandungan kadar air yang lebih rendah. Sebelum digunakan sebagai bahan bakar pada reaktor, biomassa harus melalui proses analisis *ultimate* dan *proximate*, seperti perhitungan ER, *Cold gas efficiency*, dll. Sebelum pelepah sawit ini melalu proses menjadi briket, pelepah sawit harud dipotong kecil-kecil dan dikeringkan dibawah sinar matahari selama 3 hari. Briket yang digunakan memiliki dimensi diameter sekitar 6 mm dan panjang 5-15 mm.

(a)

(b)

Gambar 3.10 Gambar peralatan analisa (a) *proximate* dan (b) *ultimate*

Gambar 3.11 Pengeringan briket pelepah sawit

Pada penelitian ini data analisa ultimate dan proximate didapatkan dari hasil pengujian di Laboratorium Energi LPPM-ITS. Data tersebut dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 3.2 Hasil analisa *ultimate* dan *proximate* briket dari pelepah sawit

Parameter	Nilai
Analisa *Ultimate* (%)	
• Carbon	44.58
• Hydrogen	4.53
• Nitrogen	0.71
• Sulphur	0.07
• Oxygen	48.80
• HHV (MJ/kg)	17.28

Analisa *Proximate* (%)	
• Ash	4.50
• Volatile Matter	79.34
• Fixed Carbon	8.36
• Moisture	7.8

3.4. Metode Pengambilan Data

3.4.1 Prosedur Penelitian

Berikut ini adalah prosedur pelaksanaan penelitian dan pengambilan data pada proses gasifikasi.

1. Melakukan pemeriksaan secara menyeluruh pada instrumen gasifikasi, mulai dari *gasifier* dan komponen-kompenen pendukung seperti motor penyapu abu, motor penggerak biomassa, panel kontrol, temokopel, blower *intake* dan *exhaust*.
2. Sambungkan data *logger* dan termokopel pada komputer dan lakukan pemeriksaan untuk melihat adanya kemungkinan kerusakan pada pengukuran dan data *logger*.
3. Lakukan pemeriksaan kebocoran di sepanjang sambungan pipa dan saluran di sekitar *gasifier* dengan menggunakan menghidupkan blower. Periksa potensi kebocoran dengan menggukan air sabun.
4. Lepaskan *fuel hopper*, yang bertujuan akan memudahkan untuk memasukan biomassa.
5. Isi *gasifier* dengan briket pelepah sawit hingga ketinggian ujung jalur pengapian.
6. Hidupkan *exhaust* blower dan nyalakan bahan bakar biomassa melalui jalur pengapian di sisi *gasifier*. Pastikan adanya bara api dengan melihat melalui jalur pengapian.
7. Hidupkan *inlet* blower dan sesuikan asupan udara yang masuk sesuai dengan kebutuhan menggunakan katup di zona oksidasi.
8. Amati suhu oksidasi, dan jika sudah mencapai temperatur 300 ^{o}C, matikan blower dan isi kembali *gasifier* dengan ketinggian tertentu.

9. Hidupkan blower dengan mengontrol suhu 600 ^{o}C, jika sebelum mencapai 600 ^{o}C sudah muncul flammeable gas yang stabil, maka matikan blower lagi.
10. Isi biomassa briket pelepah pada reaktor sampai penuh, dan hidupkan blower lagi dengan setting suhu 600 ^{o}C.
11. Harusnya ketika sudah seperti itu maka flammeable gas akan muncul kurang dari 1 menit. Setelah itu tunggulah kira-kira 10 menit agar mendapatkan gas yang stabil dan komposisi gas yang baik.
12. Setelah 10 menit, ukurlah kedalaman *deep stick* yang ada pada reaktor. Dan mulai lah pengambilan data selama 5 menit.
13. Setelah 5 menit, ukurlah lagi *deep stick*. Tujuan dari pengukuran *deep stick* ini adalah untuk mengetahui volume biomassa briket pelepah yang terbakar didalam reaktor.
14. Data dapat diambil hanya saat *syngas* mudah terbakar. Sampel *syngas* diambil dari bagian akhir jalur kondensasi tar, untuk menghindari kandungan tar dalam sampel gal, dan kandungan gas yang berada didalam kantong gas dianalisa menggunakan Gas Kromatografi di Laboratorium Material Kimia dan Energi, ITS.

3.4.2 Prosedur Operasional

Terdapat 6 variasi suhu yang akan diuji dalam penelitian ini, jumlah udara yang masuk diukur dengan manometer untuk memperoleh perbandingan udara yang masuk (AR) 1:7:2 dimasing-masing zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi.

Penelitian ini akan dimulai dengan mengukur suhu di empat zona yaitu drying, pirolisis, oksidasi, dan reduksi. Nilai suhu pada zona oksidasi akan menjadi input yang kemudian akan masuk ke *microcontroller* atau GCU yang akan diterukan untuk mengatur RPM pada blower. Variasi suhu zona oskidasi parsial pada penelitian ini adalah 600 ^{o}C, 700 ^{o}C, 800 ^{o}C, 900 ^{o}C, 1000 ^{o}C. Contohnya suhu 600 ^{o}C pada zona oksidasi merupakan hasil

pembakaran biomassa dengan udara, yang kemudian akan diupayakan agar suhu tetap konstan di 600 ^{o}C dengan cara mengendalikan RPM blower melalui *microcontroler*.

"Halaman ini sengaja dikosongkan"

BAB IV

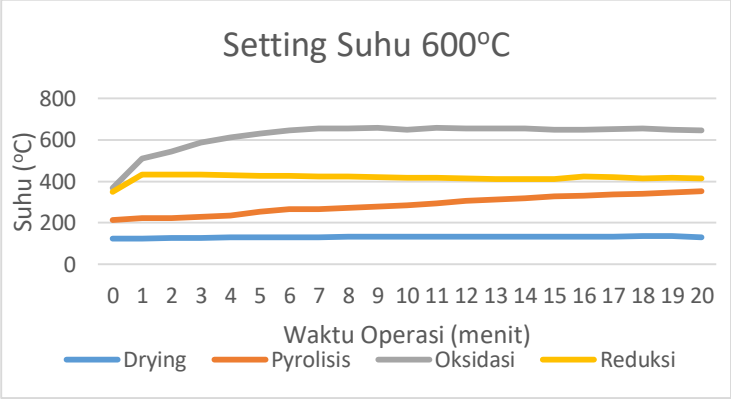
HASIL DAN PEMBAHASAN

BAB IV
ANALISA DAN PEMBAHASAN

Performa dari sebuah reaktor gasifikasi dapat dilihat dengan beberapa parameter yaitu, distribusi suhu, komposisi gas, LHV, Efisiensi gas dingin, laju alir massa udara, laju alir massa *syngas*, laju alir massa biomassa.

4.1 Distribusi Suhu

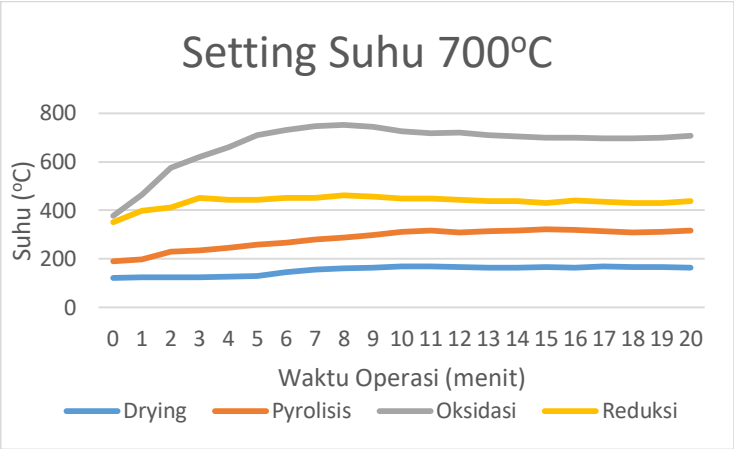
Pada eksperimen ini dilakukan pengambilan data dengan mengendalikan suhu pada zona oksidasi parsial dengan variasi settingan suhu 600 ºC, 700 ºC, 800 ºC, 900 ºC, 1000 ºC. Data dan analisa distibusi suhu gasifikasi disajikan pada paragraf berikut.



Gambar 4.1 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 600ºC

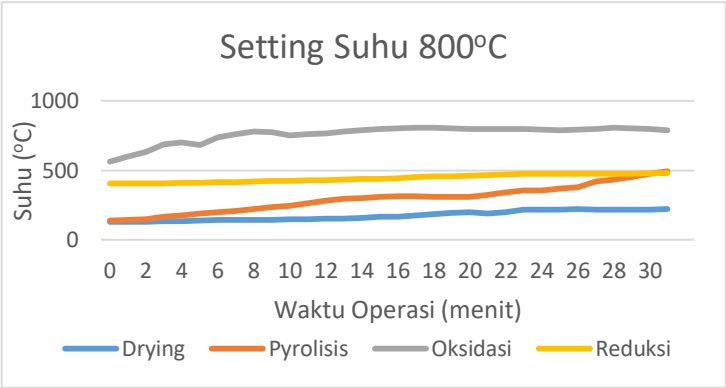
Suhu pertama yang telah di kendalikan pada penelitan ini adalah pada angka 600 ºC dan memiliki waktu operasi selama 20 menit. Pengukuran dan pengambilan data di mulai pada menit ke 15 dan dilakukan selama 5 menit. Suhu zona oksidasi yang dikontrol pada suhu 600 ºC memiliki penyimpangan hampir nilai sebesar 10% yaitu kira-kira 60 ºC lebih tinggi, yaitu pada menit 6-10. Jika melihat trend grafik pada zona pyrolisis akan terlihat semakin lama waktu operasi maka suhu juga akan semakin naik,

sedangkan *trend* grafik zona reduksi cenderung konstan di suhu 400 °C. Begitu juga dengan zona drying yang selalu stabil di suhu 130 °C dari awal penambahan biomassa sampai akhir pengambilan data.



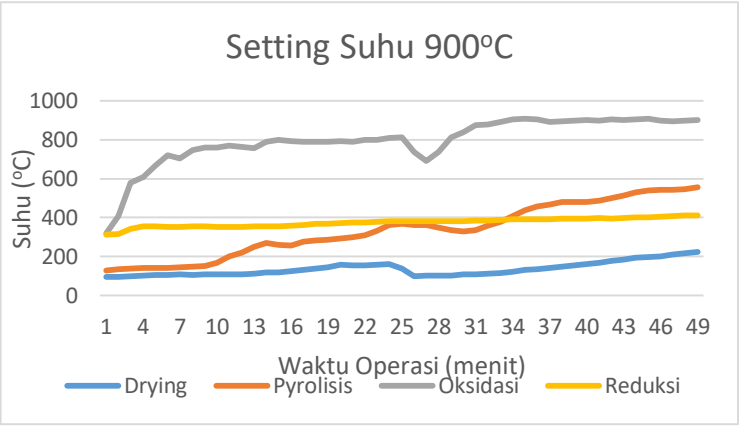
Gambar 4.2 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 700°C

Pada setting suhu 700 °C memiliki waktu operasi selama 20 menit, pengukuran dan pengambilan data dilakukan pada 5 menit terakhir. Pada zona oksidasi parsial, butuhkan waktu sekitar 10 menit setelah melewati setting suhu 700 °C agar *syngas* yang keluar dapat di katakan *steady*. Setting suhu 600 °C pada zona oksidasi parsial memiliki penyimpangan dibawah 10%, sehingga dapat dikatakan terjadi penambahan suhu tertinggi sekitar 50 °C di menit ke 8. Jika melihat trend grafik pada zona pyrolisis akan terlihat semakin lama waktu operasi maka suhu juga akan semakin naik, sedangkan trend grafik zona reduksi yang dimulai dari suhu 350 °C dan akan cenderung konstan di suhu 400 °C. Begitu juga dengan zona drying yang selalu stabil di suhu 130 - 165°C dari awal penambahan biomassa sampai akhir pengambilan data.



Gambar 4.3 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 800°C

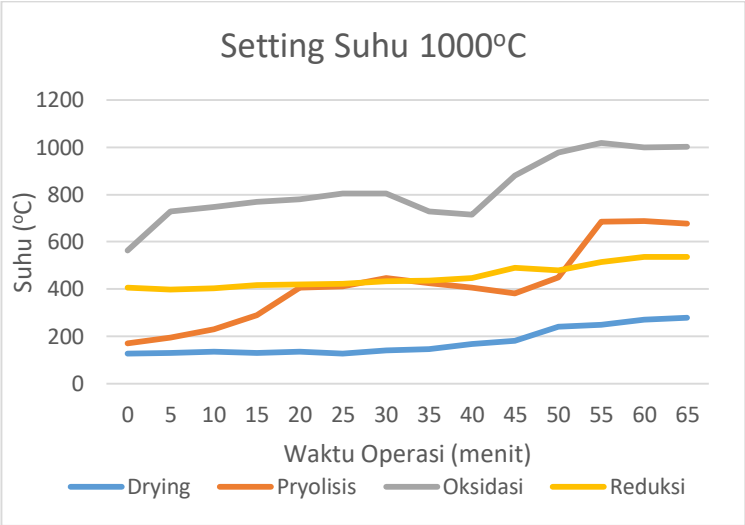
Pengendalian suhu pada setting 800 °C memilki waktu operasi selama 31 menit. Pengukuran dan pengambilan data dilakukan apda menit ke 26 selama 5 menit. Pada menit ke 16 adalah saat dimana suhu pada zona oksidasi parsial melewati suhu 800 °C, saat itu akan ditunggu selama 10 menit agar di hasilkan *syngas* yang baik. Penyimpangan suhu yang terjadi pada setting suhu 800 relatif kecil, yaitu sekitar 1-2%. Jika melihat trend grafik pada zona pyrolisis akan terlihat semakin lama waktu operasi maka suhu juga akan semakin naik, sedangkan trend grafik zona reduksi yang dimulai dari suhu 407 °C dan akan cenderung konstan di suhu 400 °C sampai menit ke 14. Dan dari menit 15 sampai akhir pengambilan data suhu pada zona pyrolisis cendrung naik sampai 481 °C. Begitu juga dengan zona drying yang selalu stabil di suhu 129 - 165°C dari menit 10 dan kemudian akan cederung naik menjadi 221 °C dari menit 11 sampai akhir pengambilan data.



Gambar 4.4 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 900°C

Setting suhu 900 °C memiliki waktu operasi 49 menit terjadi penambahan biomassa sebanyak 1 kali. Pengukuran dan pengambilan data dilakukan pada menit ke 43 selama 5 menit. Pada menit ke 33 adalah saat dimana suhu pada zona oksidasi parsial melewati 900 °C, sehingga akan ditunggu selama 10 menit agar komposisi *syngas* yang dihasilkan semakin baik. Penyimpangan suhu yang terjadi pada setting suhu 900 °C relatif kecil, hanya sekitar 1-2%. Pada setting suhu 900 terdapat penurunan suhu pada menit ke 24, hal ini terjadi karena terjadi penambahan biomassa atau feeding yang ke 2 pada reaktor. Feeding ke 2 ini berguna untuk menambahkan bahan-bakar sehingga suhu oksidasi parsial pada reaktor dapat mencapai suhu yang lebih tinggi lagi. Salah satu indikasi yang mengharuskan terjadinya penambahan biomassa adalah suhu pada menit 14 sampai menit 22 selalu konstan di 800 °C, padahal kecepatan blower yang digunakan adalah 100 %. Jika melihat trend grafik pada zona pyrolisis akan terjadi peningkatan dari menit 0 ke menit 24 dengan suhu 94 °C -137 °C. Kemudian akan terjadi penurunan suhu menjadi 98 °C pada menit ke 25 karena adanya penambahan biomassa, setelah itu suhu akan naik terus sampai 557 °C. Trend grafik zona reduksi yang dimulai dari suhu

312 °C dan akan cenderung konstan di suhu 400 °C sampai menit akhir pengambilan data. Begitu juga dengan zona drying yang selalu stabil di suhu 94 °C - 159°C dari menit 0 samapi menit ke 24, kemudia terjadi penurunan suhu menjadi 98 °C pada menit ke 25 karena adanya penambahan biomassa. Selanjutnya suhu zona drying akan cederung naik menjadi 223 °C dari menit 26 sampai akhir pengambilan data.



Gambar 4.5 Distribusi suhu gasifikasi dengan setting suhu 1000°C

Setting suhu 1000 °C juga mengalami penurunan seperti pada setting suhu 900 °C, yaitu pada menit 33 dan memiliki waktu operasi selama 68 menit. Pengukuran dan pengambilan data dilakukan pada menit ke 63 selama 5 menit. Pada menit ke 53 adalah saat dimana suhu pada zona oksidasi parsial melewati 1000 °C, sehingga akan ditunggu selama 10 menit agar komposisi *syngas* yang dihasilkan semakin baik. Penyimpangan suhu yang terjadi pada setting suhu 1000 °C relatif kecil, hanya sekitar 1-2%. Pada setting suhu 1000°C terdapat penurunan suhu pada menit ke 33, hal

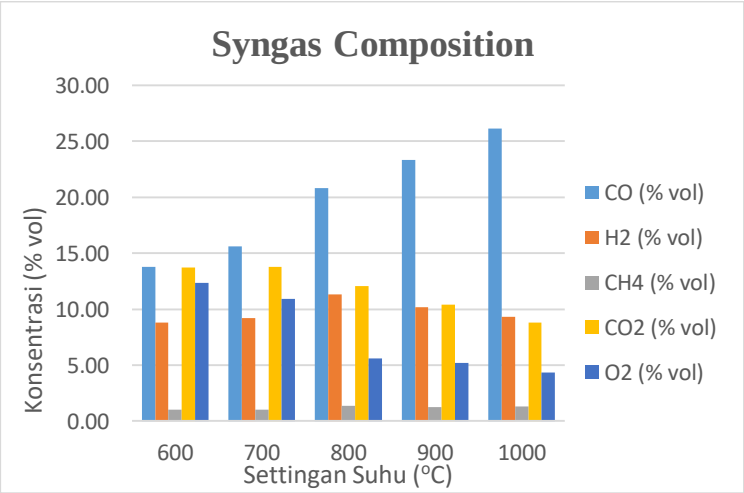
ini terjadi karena terjadi penambahan biomassa atau feeding yang ke 2 pada reaktor. Feeding ke 2 ini berguna untuk menambahkan bahan-bakar sehingga suhu oksidasi parsial pada reaktor dapat mencapai suhu yang lebih tinggi lagi. Salah satu indikasi yang mengharuskan terjadinya penambahan biomassa adalah suhu pada menit 20 sampai menit 30 selalu konstan di 780 ^{o}C - 800 ^{o}C, padahal kecepatan blower yang digunakan adalah 100 %. Jika melihat trend grafik pada zona pyrolisis akan terjadi peningkatan dari menit 0 ke menit 20 sehingga suhu pyrolisis menjadi 405 ^{o}C. Kemudian suhu relatif konstan dari menit 21 sampai menit ke 28 yaitu pada suhu 425 ^{o}C-460 ^{o}C, dan akan turun kembali sampai menit ke 48 pada suhu 355 ^{o}C. Penurunan suhu ini juga terjadi dikarenakan adanya penambahan biomassa, setelah hal itu dilakukan makan suhu pyrolisis akan relatif naik dan dapat melebihi suhu pada zona reduksi pada menit 52 yaitu pada suhu 523 ^{o}C. Trend grafik zona reduksi yang dimulai dari suhu 405 ^{o}C dan akan cenderung naik secara konstan hingga suhu 537 ^{o}C sampai menit akhir pengambilan data. Begitu juga dengan zona drying yang selalu stabil di suhu 126 ^{o}C - 283°C dari menit 0 samapi akhir pengambilan data.

4.2 Komposisi *Syngas*

Salah satu parameter yang paling penting di gasifikasi adalah komposisi *syngas*. Umumnya *syngas* mempunyai 2 komponen kimia, yang pertama adalah komponen yang dapat terbakar dan kedua adalah komponen yang tidak dapat terbakar. Unsur dari *syngas* yang dapat membuatnya terbakar adalah CO, H_2, and CH_4, sedangkan unsur yang tidak dapat terbakar adalah CO_2, N_2, and O_2. Tabel 4.1 menunjukkan persentase volumetric dari unsur kimia yang terkandung didalam *syngas* tersebut.

Tabel 4.1 Hasil pengujian komposisi syngas (Lab. Energi dan Kimia, ITS)

Settingan Suhu	CO	H2	CH4	CO2	N2	O2
	(% vol)	(% vol)	(%vol)	(% vol)	(% vol)	(% vol)
600	13,79	8,79	1,03	13,70	50,35	12,34
700	15,61	9,19	1,03	13,80	49,43	10,94
800	20,80	11,29	1,35	12,06	48,89	5,61
900	23,33	10,2	1,23	10,38	49,69	5,17
1000	26,12	9,3	1,32	8,81	50,02	4,43



Gambar 4.6 Perbandingan komposisi *syngas* pada tiap settingan suhu

Komposisi CO pada *syngas* cenderung semakin naik seiring dengan naiknya nilai suhu, komposisi CO tertinggi terdapat

pada setting suhu 1000 ^oC sebesar 26,12% dan terendah pada setting suhu 600 ^oC sebesar 13,79%. Jika dilihat kenaikan komposisi CO dari setting suhu 600 ^oC-1000 ^oC maka terjadi kenaikan hampir 100%. Sedangkan komposisi nilai CO_2 semakin berkurang seiring dengan bertambahnya nilai suhu, komposisi CO_2 tertinggi terdapat pada setting suhu 600 ^oC dan komposisi CO_2 terendah pada setting suhu 1000 ^oC, yang masing-masing nilainya adalah 13,70% dan 8,81%. Komposisi H_2 mengalami peningkatan pada suhu 600-800 ^oC dari 8,79-11,29% kemudian akan turun pada suhu 900 ^oC dan 1000 ^oC sehingga hanya memilki kandungan H_2 sebesar 9,3%. Sedangkan CH_4 cenderung stabil di angkat 1,03 - 1,35 % tanpa kenaikan atau penurunan yang signifikan.

4.3 Lower Heating Value (LHV)

LHV *syngas* dapat dihitung dengan bantuan dari jumlah komposisi gas yang dapat terbakar yaitu CO, H_2, CH_4. Nilai kalor bawah dari masing-masin gas tersebut dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4.2 Gas yang dapat terbakar

Flammable gas LHV		
CO (kJ/m^3)	H_2 (kJ/m^3)	CH_4 (kJ/m^3)
12633	10783	35883

Berdasarkan komposisi senyawa dalam *syngas* maka nilai LHV dapat dihitung dengan persamaan dibawah ini :

$$\boldsymbol{LHV_{Syngas} = \sum_{i=1}^{n} (Y_i \,.\, LHV_i)}$$

Keterangan :

Yi = Konsentrasi gas yang dapat terbakar

LHVi = Nilai kalor rendah dari gas yang dapat terbakar

Berikut ini contoh perhitungan untuk nilai LHV dengan menggunakan data dari komposisi setting suhu 600 ^{o}C.

Yi untuk gas CO = 13,79 % = 0,1379

Yi untuk gas H_2 = 8,79 % = 0,0879

Yi untuk gas CH_4 = 1,03 % = 0,0103

$$LHV\ Syngas = \sum_{i=1}^{n} (0{,}1379\ .\ 12633) + (0{,}0879\ .10783) + (0{,}0103\ .35883)$$

LHV *Syngas* = 2903 Kj/m^3

Nilai LHV yang dihasilkan masih dengan satuan kJ/kg, oleh karena itu diperlukan massa jenis *syngas* untuk mengkonversi satuan tersebut.

Untuk mendapatkan massa jenis *syngas* tersebut maka digunakan perhitungan sebagai berikut :

$$\rho_{syngas} = \sum_{i=1}^{n} Y_i \cdot \rho_{i\ syngas}$$

Keterangan :

ρ_{syngas} = massa jenis *syngas* (kg/m^3)

Y_i = konsentrasu senyawa gas dalam *syngas*

$\rho_{i\ syngas}$ = Nilai massa jenis dari masing-masing senyawa gas dalam *syngas* (CO, H_2, CH_4, dll) (kg/m^3)

Besarnya massa jenis gas ditentukan oleh suhu *syngas*, dalam hal ini adalah suhu yang diukur pada pipa outlet terluar dari reaktor setelah *syngas* mengalami proses pembersihna dengan *cyclone* dan *dry filter*. Berdasarkan suhu yang ada dan tabel A4 (Incropera, 2007) maka dapat dilihat sebagai berikut :

13,79 % CO dengan ρ = 1,0599 kg/m^3

8,79 % H_2 dengan ρ = 0,07409 kg/m^3

1,03 % CH_4 dengan ρ = 0,5227 kg/m^3

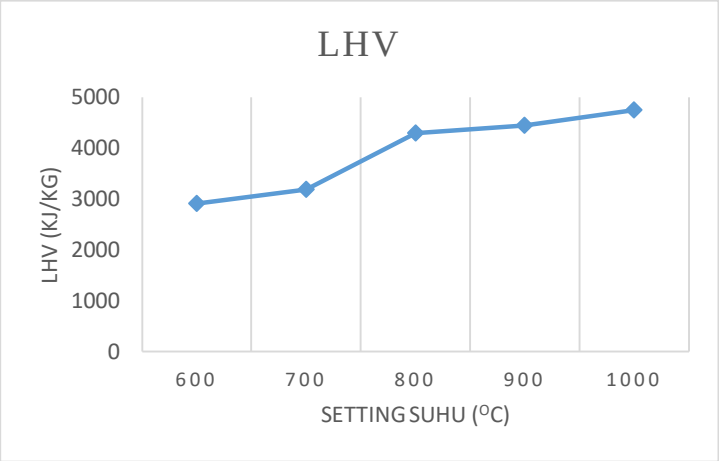
13,70 % CO_2 dengan ρ = 1,6676 kg/m^3

50,35 % N_2 dengan ρ = 1,0339 kg/m^3
12,34 % O_2 dengan ρ = 1,1890 kg/m^3

$$\rho_{syngas} = \sum_{i=1}^{n} (0{,}1379 \,.\, 1{,}0599) + (0{,}0879 .\, 0{,}07409) + (0{,}0103 \,.\, 0{,}5227) + (0{,}1370 \,.\, 1{,}6676) + (0{,}5035 \,.\, 1{,}0339) + (0{,}1234 .\, 1{,}1890)$$

$$\rho_{gas} = 1{,}0538 \ \frac{kg}{m^3}$$

Hasil perhitungan dari LHV pada semua varian suhu dapat di lihat pada grafik dibawah ini.



Gambar 4.7 Nilai LHV gasifikasi dari setiap variasi settingan suhu

LHV *syngas* pada setting suhu 600 ºC ke 1000 ºC mengalami peningkatan sebesar 62,49%, dimana pada LHV tertinggi diperolah pada setting suhu 1000 ºC dengan nilai LHV sebesar 4746,822 kj/kg dan LHV terendah diperoleh pada setting suhu 600 ºC senilai 2903,28 kj/kg. LHV yang semakin tinggi mengikuti naiknya setting suhu temperatur dikarenakan

meningkatnya jumlah komposisi flammeable gas yang dihasilkan. Pada gambar 4.6 dapat dilihat komposisi gas flammeable seperti CO mengalami peningkatan yang baik, sehingga menyebabkan nilai LHV yang baik juga. Begitu juga dengan komposisi dari non-flammeable gas seperti CO_2 yang semakin turun seiring naiknya nilai setting suhu.

4.4 Efisiensi Gas Dingin (CGE)

Untuk menghitung efisiensi gas dingin maka dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

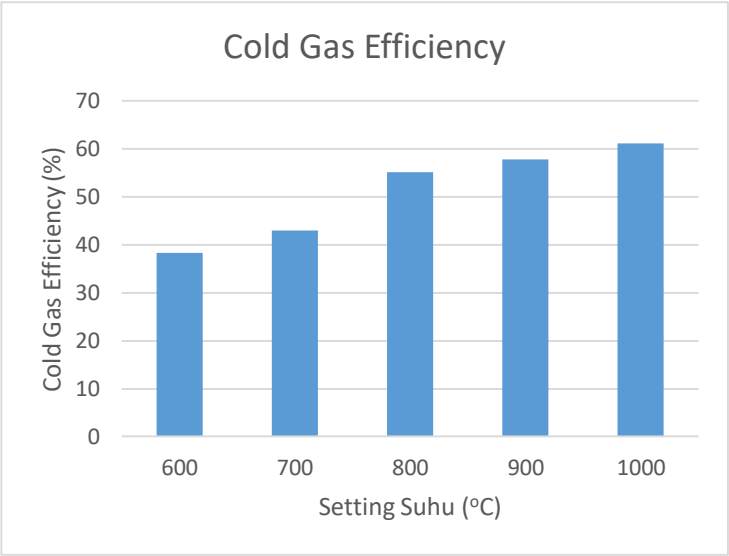
$$\text{Efisiensi gas dingin} = \frac{\dot{m}_{syngas}.LHV_{syngas}}{\dot{m}_{biomass}.LHV_{biomass}}$$

Berikut adalah perhitungan efisiensi gas dingin untuk setting suhu 600 ^{o}C

$$Cold\ gas\ efficiency\ (CGE)$$

$$= \frac{0{,}004756\ \frac{kg}{s}.2903{,}28\ \frac{kj}{kg}.}{0{,}002291\ \frac{kg}{s}.15731{,}12\ \frac{kJ}{kg}}\ x\ 100\%$$

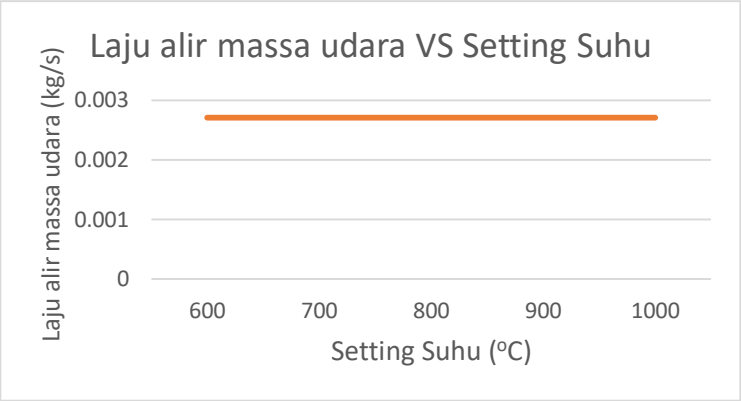
$$Cold\ gas\ efficiency = 38{,}308\ \%$$



Gambar 4.8 Persentasi efisiensi gas dingin pada gasifikasi dari setiap variasi settingan suhu

Nilai dari efisiensi gas dingin sangat di pengaruhi oleh LHV *syngas*, LHV biomassa, laju alir massa udara dan laju alir massa *syngas*. Pada gambar 4.7 dapat kita lihat bahwa nilai LHV cenderung naik seiring naiknya nilai setting suhu, hal ini sangat berpengaruh besar sehingga dapat menyebabkan nilai efisiensi gas dingin semakin baik. Nilai CGE terendah terdapat pada setting suhu 600 ^{o}C yaitu 38,308% dan tertinggi pada setting suhu 1000 ^{o}C yaitu senilai 61,234%. Dari setting suhu 600 ^{o}C - 1000 ^{o}C terjadi peningkatan nilai CGE sebesar 22,925%.

4.5 Laju Alir Massa Udara

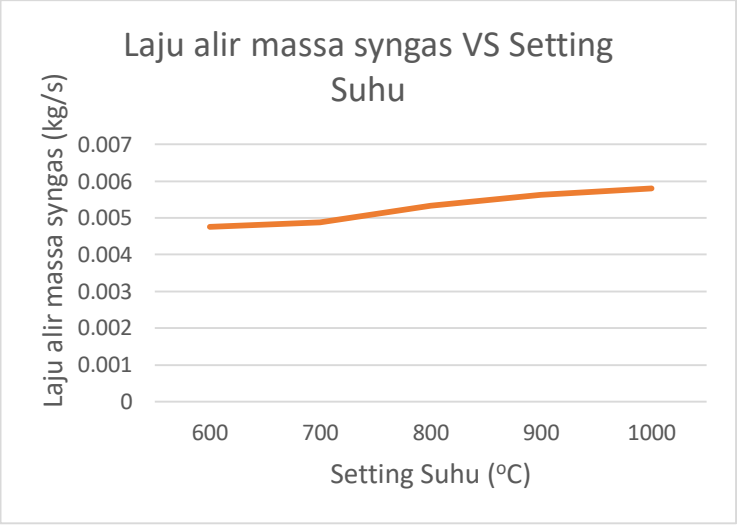


Gambar 4.9 Perbandingan antara laju alir massa udara dengan settingan suhu

Laju alir massa udara yang terjadi pada setting suhu 600-1000 °C cenderung konstan pada 0,0027 kg/s. Perlu diketahui lagi, nilai 0,0027 kg/s adalah pada saat pengambilan data yaitu pada 5 menit terakhir. Jika ditinjau dari energi yang dibutuhkan pada setiap setting suhu, maka diperlukan energi yang lebih besar untuk menaikkan suhu dan mengontrolnya pada setting suhu 700 °C dari pada 600°C. Energi ini harusnya dapat diukur juga sehingga mendapatkan efesiensi gas dingin yang lebih akurat. Pembakaran dimulai dimana suhu reaktor masih sekitar 35-40°C maka kecepatan blower akan 100%, misal setting suhu adalah 600 °C maka blower kan terus berputar dengan kecepatan penuh sampai mendekati nilai setting suhu, kemudian seiring mendekatnya nilai suhu yang terbaca oleh termokopel dengan nilai setting suhu maka kecepatan blower akan turun sedikit demi sedikit. Hingga ketika suhu yang terbaca oleh termokopel sudah sama dengan nilai setting suhu maka kecepatan blower akan menurun ketitik paling rendah tapi tidak mati. Sehingg berapapun nilai setting suhunya, jika nilai

suhu termokopel sama dengan nilai setting suhu maka kecepatan blower akan tetap sama yaitu 0,0027 kg/s.

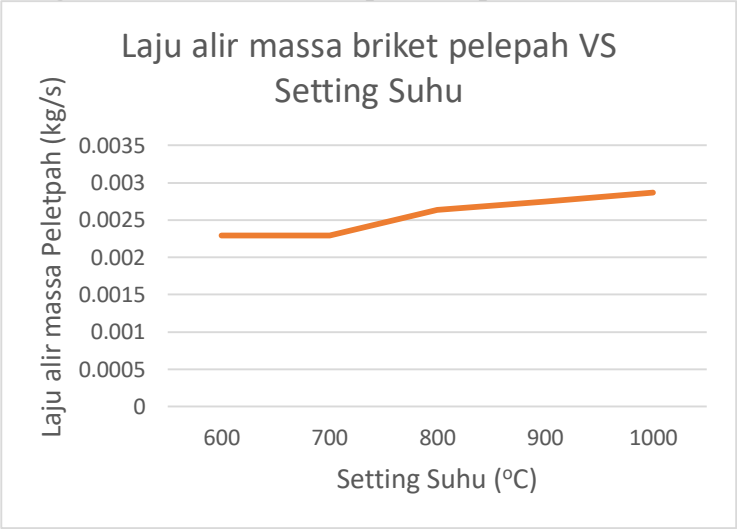
4.6 Lajur Alir Massa *Syngas*



Gambar 4.10 Perbandingan antara laju alir massa syngas dengan settingan suhu

Laju alir massa *syngas* memiliki kecenderungan profil naik, yaitu terendah pada setting suhu 600 °C senilai 0,00475 kg/s dan tertinggi pada setting suhu 1000 °C senilai 0,00581. Kenaikan ini terjadi karena ketika setting suhu semakin tinggi maka lajur alir biomassa juga akan semakin tinggi. Proses pembakaran yang terjadi pada reaktor dengan setting suhu 1000 °C akan lebih cepat dibandingkan dengan setting suhu 600 °C, hal ini dibuktikan dengan bertambahnya kedalaman *deep stick*. Pembakaran yang lebih cepat ini akan mengakibatkan bertambahnya nilai laju alir massa *syngas*, dikarenakan jumlah gas yang di produksi oleh reaktor semakin besar.

4.7 Laju alir massa Briket Pelepah Kelapa Sawit



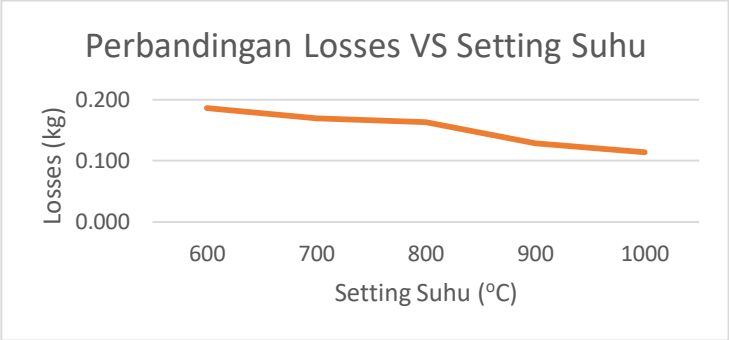
Gambar 4.11 Perbandingan antara laju alir massa briket pelepah dengan settingan suhu

Laju alir massa briket pelepah kelapa sawit juga memiliki profil yang semakin naik seiring dengan naiknya nilai setting suhu. Laju alir briket pelepah yang semakin tinggi diakibatkan oleh proses pembakaran didalam reaktor, ketika pembakan terjadi zona oksidasi adalah penyuplai panas utama dari reaktor. Dimulai dengan menaikan suhu yang ada pada zona pyrolisis, sehingga akan menyebabkan pemisahan *volatile* matter (uap air, cairan organik, dan gas yang tidak terkondensasi). Pada zona *drying* akan terjadi proses pengeringan dari panas yang diberikan oleh zona oksidasi. Pada setting suhu 1000 ^{o}C pada zona oksidasi parsial akan memiliki beberapa keuntungan dari pada setting suhu 600 ^{o}C yaitu, *heat transfer* dari zona oksidasi ke zona pyrolisis dan *drying* akan semakin cepat. Sehingga dalam waktu pengambilan data yang sama maka jumlah biomassa yang terbakar akan semakin banyak.

4.8 Kesetimbangan Massa

Tabel 4.3 Kesetimbangan Massa Reaksi dalam 5 menit

Setting Suhu (oC)	Massa Masuk dalam 5 menit (kg)					Massa Keluar dalam 5 menit (kg)		Losses (kg)
	Massa udara (kg)					Massa *syngas* (kg)	Massa abu (kg)	
	Total (kg)	Pirolisis (kg)	Oksidasi (kg)	Reduksi (kg)	Massa briket pelepah (kg)			
600	0,81	0,081	0,567	0,162	0,687	1,426	0,145	0,186
700	0,81	0,081	0,567	0,162	0,687	1,426	0,125	0,170
800	0,81	0,081	0,567	0,162	0,791	1,6	0,097	0,163
900	0,81	0,081	0,567	0,162	0,825	1,687	0,079	0,129
1000	0,81	0,081	0,567	0,162	0,859	1,743	0,071	0,114



Gambar 4.12 Grafik perbandingan *losses* dengan setting suhu

Dari tabel 4.3 dan gambar 4.12 terlihat bahwa analisa kesetimbangan massa pada setiap setting suhu, dimana semakin tinggi temperatur maka losses akan semakin kecil. Hal ini terjadi karena pada setting suhu lebih tinggi akan menghasilkan laju alir massa syngasyang lebih besar, sehingga kemungkinan abu yang didapatkan akan semakin kecil. Kemungkinan losses ini terjadi pada sistem gasifikasi antara lain pada reaktor, cyclone, dry filter, induct fan, pipa dan elbow.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang didapatkan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. GCU yang dirancang dapat mengendalikan suhu sesuai setting suhu yang ditentukan dan memiliki error dibawah 10%. GCU ini berkerja dengan PID, yang mana ketika suhu yang dibaca akan mendekati setting suhu, maka kecepatan blower semakin lama akan semakin kecil. Hingga saat dimana ketika suhu yang terbaca telah sama dengan setting suhu maka kecepatan blower akan berubah ke putaran yang paling kecil.
2. LHV *syngas* mengalami peningkatan 62,49 % dari setting suhu 600 ^{o}C ke 1000 ^{o}C, dimana setting suhu 1000 ^{o}C memiliki nilai LHV *syngas* tertinggi yaitu 4746,82 kj/kg. Efisiensi gas dingin mengalami peningkatan 22,93 % dari setting suhu 600 ^{o}C ke 1000 ^{o}C, dimana setting suhu 1000 ^{o}C memilki nilai efisiensi gas dingin tertinggi seniali 61,23 %. Dan dari setting suhu 600 ^{o}C sampai 1000 ^{o}C komposisi CO mengalami kenaikan terus menerus ebesar 12,33%, CO_2 mengalami penurunan sebesar 4,89%, dan terakhir CH_4 yang tidak terlalu banyak mengalami perubahan dan hanya berada diangka 1,03%-1,35%.
3. Pada mode manual pada penelitian sebelumnya dengan AR terbaik 1:7:2 didapatkan LHV dan efisiensi gas dingin senilai 4524 kj/kg dan 58,38%. Penelitian ini juga menggunakan AR 1:7:2 dengan sistem pengendali suhu mendapatkan nilai LHV dan efisiensi gas dingin senilai 4746,82 kj/kg dan 61,23% (setting suhu terbaik : 1000 ^{o}C). Sehingga terjadi peningkatan pada LHV sebesar 4,26 % dan efisiensi gas dingin sebesar 2,85%.

5.1 Saran

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan didapatkan saran sebagai berikut:

1. Penelitian ini hanya berusaha untuk mengendalikan kecepatan blower berdasaran input suhu dengan harapan bisa memperoleh *syngas* yang lebih baik, oleh karena itu diperlukan penelitian lebih lanjut seperti penambahan sensor komposisi pada tiap zona gasifikasi.
2. Briket pelepah kelapa sawit yang digunakan pada penelitian ini memiliki dimensi yang tidak sama, oleh karena itu diperlukan pengembangan lebih lanjut dalam proses pembriketan biomassa ini.

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR PUSTAKA

Akhator, Peter E. 2014. **DESIGN AND CONSTRUCTION OF A SMALL-SCALE FIXED-BED REACTOR**. University of Boras

Basu, P. 2010. **Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory**. Academic press.

Basu, P. 2013. **Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory**. Academic press.

McKendry, P. (2002a). **Energy production from biomass (part 2): conversion technologies**.Bioresource technology 83: 47-54

McKendry, P. (2002b). **Energy production from biomass (part 3): gasification technologies**. Bioresource technology 83: 55-63

Reed, T.B., and A. Das. 1988. **Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems**. USA : The Biomass Energy Foundation Press

Rinovianto, Guswendar. 2012. **Karateristik Gasifikasi Pada Updraft Double Outlet Gasifier Menggunakan Bahan Bakar Kayu Karet.** Depok: Universitas Indonesia.

Saleh, A.R., Sudarmanta, B., & Ependi, D.R. 2019. "Numerical Analysis of Heterogeneous Oxidation Reaction on Multi-stage Air Inlet Downdraft Gasifier". **IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering 588**.

Sudarmanta, B., Yuwono, I. 2016. **Studi Eksperimental Gasifikasi Briket *Municipal Solid Waste* Dengan Reaktor Gasifikasi Tipe Downdraft Berpengendali Suhu Otomatis Pada Zona *Partial Combustion***. Tugas Akhir. Surabaya: Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Sudarmanta, Bambang. 2016. **Studi Eksperimental Pengaruh *Air Fuel Ratio* Proses Gasifikasi Briket *Municipal***

Solid Waste **Terhadap Unjuk Kerja** ***Gasifier*** **tipe** ***Downdraft***. Tugas Akhir. Surabaya: Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Sivakumar, K., Mohan, N., Krishna, & Sivaraman, B. 2012. "Automation of 10 KW Biomass Gasifier and its effectiveness on saw dust briquettes with binder cow dung". **International Journal of Engineering and Advanced Technology (IJEAT)** ISSN: 2249 – 8958, Volume-1, Issue-5, June 2012.

Striūgas, N., Zakarauskas, K., Dziugys, A., & Navakas, R. 2014. "An Evaluation of Performance of Automatically Operated Multi-fuel Downdraft Gasifier for Energy Production". **Applied Thermal Engineering**.

Sulaiman.S.A., Atnaw, S.M., & Moni, M.N. 2014. **"**Experimental Study on Temperature Profile of Fixed-Bed Gasification of Oil-Palm Fronds". **International Journal of Technology** 1: 35-44.

Yokoyama, Shinya. 2018. **Buku Panduan Biomassa Asia**. The Japan Institute of Energy.

Zhou, H., Long, Y., Meng, A., Li, Q., Zhang, & YanGuo. 2014. "Classification of Municipal Solid Waste Components for Thermal Conversion in Waste-to-Energy Research". **Indonesia Energy Outlook (IEO*).*** Pusat Data dan Informasi Energi dan Sumber Daya Mineral, Kementrian Energi dan Sumber daya Mineral, Indonesia.

ZREU (Zentrum fur rationell Energieanwendung und Umwelt GmbH), 2000. **Biomass in Indonesia-Business Guide**. German Energy Saving Project.

LAMPIRAN

LAMPIRAN

1. Perhitungan Laju Alir Massa Udara Pada Tiap Setting Suhu

Jumlah Udara yang dibutuhkan

Setting Suhu	Input mass			
	Air mass flow (kg/s)			
	Pirolisis	Oksidasi	Reduksi	Total
600	0,00027	0,00189	0,00054	0,0027
700	0,00027	0,00189	0,00054	0,0027
800	0,00027	0,00189	0,00054	0,0027
900	0,00027	0,00189	0,00054	0,0027
1000	0,00027	0,00189	0,00054	0,0027

Data Δp pada pembacaan manometer

	Po-Pl (inhg)	Vmax	Re Vmax	n	Vavg	alir massa/s
600	0,016	9,64866	12168	5,6533929	7,532298229	0,002753025
700	0,016	9,64866	12168	5,6533929	7,532298229	0,002753025
800	0,016	9,64866	12168	5,6533929	7,532298229	0,002753025
900	0,016	9,64866	12168	5,6533929	7,532298229	0,002753025
1000	0,016	9,64866	12168	5,6533929	7,532298229	0,002753025

2. Perhitungan Laju Alir Massa *Syngas* Pada Tiap Setting Suhu

Output mass						
Syngas delta P (in hg)	Syngas density (kg/m3)	Tar mass (mg)	Syngas mass flow (kg/s)	Char+ash mass flow (kg/s)	Syngas Volume per 5 minutes (m3)	Tar content(mg/ Nm3)
0,012	1,05380898	300	0,004756324	0,000483459	1,354	221,56
0,013	1,04890524	81	0,004877234	0,000415861	1,395	58,07
0,015	1,00916958	63	0,005334246	0,000323354	1,586	39,73
0,017	1,00957415	55	0,005623398	0,000264417	1,671	32,91
0,018	1,00619193	61	0,005812577	0,000237983	1,733	35,20

3. Coding Program Kontrol

```
#include <RBDdimmer.h>
#include "max6675.h"
#include <Wire.h>
#include <LiquidCrystal_I2C.h>
LiquidCrystal_I2C lcd(0x27, 16, 2);

#define outputPin  11
#define zerocross  2
dimmerLamp dimmer(outputPin);

int thermoDO = 12;
int thermoCS = 3;
int thermoCLK = 4;

int thermoDO2 = 8;
int thermoCS2 = 9;
int thermoCLK2 = 10;

int thermoDO3 = 5;
int thermoCS3 = 6;
int thermoCLK3 = 7;

MAX6675 thermocouple(thermoCLK, thermoCS, thermoDO);
MAX6675 thermocouple2(thermoCLK2, thermoCS2, thermoDO2);
MAX6675 thermocouple3(thermoCLK3, thermoCS3, thermoDO3);

String inputString = "";
int Setpoint = 0;
```

```
int Min = 25; //BATAS AXIS GRAFIK


//ATUR PILIHAN MODE:
//1: Mode Data Logging.
//2: Mode Plot Grafik.
#define PILIHANMODE 2


void setup() {
  Serial.begin(115200);
  dimmer.begin(NORMAL_MODE, ON);
  inputString.reserve(200);
  lcd.init();
  lcd.backlight();
  lcd.setCursor(0, 0);
  lcd.print("Loading..");
  lcd.setCursor(0, 1);
  lcd.print("Loading...");
  delay(1000);
  dimmer.setPower(0);
  delay(1000);
}

//VARIABLE SUHU

int t1 = 25, t2 = 25, t3 = 25; //VARIABLE SUHU, Nilai awal:25
int blower_spd = 0; //tampilan di LCD
```

```
//VARIABLE PID
float PID_error = 0;
float previous_error = 0;
float elapsedTime, Time, timePrev;
int PID_value = 0;

//KONSTANTA PID
float kp = 1.5;   float ki = 0.0;   float kd = 0.2;
float PID_p = 0;    float PID_i = 0;    float PID_d = 0;
int mappedPID = 0;

void loop() {
  lcd.clear();
  //t1 = thermocouple.readCelsius();if(t1<0)t1=0;
  t2 = thermocouple2.readCelsius(); if (t2 < 0)t2 = 0;
  //t3 = thermocouple3.readCelsius();if(t3<0)t3=0;
  PID_error = Setpoint - t2;
  PID_p = kp * PID_error;
  if (-3 < PID_error < 3)
  {
    PID_i = PID_i + (ki * PID_error);
  }

  timePrev = Time;
  Time = millis();
  elapsedTime = (Time - timePrev) / 1000;
  PID_d = kd * ((PID_error - previous_error) / elapsedTime);
  PID_value = PID_p + PID_i + PID_d;
  if (PID_value < 0)
```

```
{
  PID_value = 0;
}
if (PID_value > 255)
{
  PID_value = 255;
}
mappedPID = map(PID_value, 0, 255, 25, 75);
//(PID_value - 0) * (75 - 25) / (255 - 0) + 25;

dimmer.setPower(mappedPID);
previous_error = PID_error;

/*
  Serial.print("T2:"); Serial.println(t2);
  Serial.print("Sp:"); Serial.println(Setpoint);
  Serial.print("PID VAL:"); Serial.println(PID_value);
  Serial.print("MTR-Speed:"); Serial.println(dimmer.getPower());
  Serial.print("Error:"); Serial.println(PID_error);
  Serial.print("P:"); Serial.println(PID_p);
  Serial.print("D:"); Serial.println(PID_d);
*/

if (PILIHANMODE == 1) {
  Serial.print(t1);
  Serial.print(",");
  Serial.print(t2);
  Serial.print(",");
  Serial.print(t3);
```

```
  Serial.print(",");
  Serial.print(Setpoint);
  Serial.print(",");
  Serial.println(blower_spd);
 } else {
  Serial.print("T1:");
  Serial.print(t1);
  Serial.print(",");
  Serial.print("T2:");
  Serial.print(t2);
  Serial.print(",");
  Serial.print("T3:");
  Serial.print(t3);
  Serial.print(",");
  Serial.print("Setpoint:");
  Serial.print(Setpoint);
  Serial.print(",");
  Serial.print("MIN:");
  Serial.println(Min);
 }

 blower_spd = map(mappedPID, 25, 75, 0, 100);
 //LCD BARIS ATAS
 lcd.setCursor(0, 0);
 lcd.print("T1:");
 lcd.setCursor(3, 0);
 lcd.print(t1);
 lcd.setCursor(6, 0);
 lcd.print("#");
```

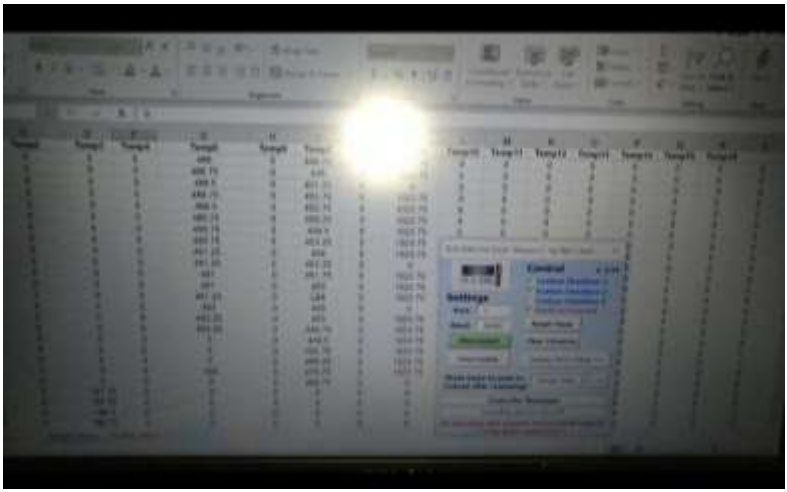
```
  lcd.setCursor(7, 0);
  lcd.print(t2);
  lcd.setCursor(10, 0);
  lcd.print("#");
  lcd.setCursor(11, 0);
  lcd.print(t3);
  //BARIS KEDUA
  lcd.setCursor(0, 1);
  lcd.print("B:");
  lcd.setCursor(2, 1);
  lcd.print(blower_spd);
  lcd.setCursor(5, 1);
  lcd.print("%");
  lcd.setCursor(8, 1);
  lcd.print("SP:");
  lcd.setCursor(11, 1);
  lcd.print(Setpoint);
  lcd.setCursor(14, 1);
  lcd.print("*C");
  delay(1000);
}

void serialEvent() {
  while (Serial.available()) {
    char inChar = (char)Serial.read();
    inputString += inChar;
    if (inChar == '\n') {
      Setpoint = inputString.toInt();
      if (Setpoint < 0)Setpoint = 0;
```

```
    inputString = "";
  }
 }
}
```

4. Gambar Pada Saat Pengambilan Data

VASCOLAB



BIODATA PENULIS

BIODATA PENULIS

Boris Ficer Simanjorang dilahirkan di Bagan Batu, 31 Desember 1996. Menyelesaikan kuliah dalam program studi S-1 Departemen Teknik Mesin, FTIRS - ITS pada tahun 2020. Penulis menempuh pendidikan Tingkat Dasar hingga Sekolah Menengah Pertama di Bagan Batu, Jawa Timur. Kemudian melanjutkan Sekolah Menengah Atas di Sibolga, Sumatera Utara. Terlahir dari pasangan Sem Antonius Simanjorang dan Nurma BR Simarmata, serta memiliki saudara laki-laki bernama Bronick Nicolas Simanjorang dan saudara perempuan bernama Veby Pebiola BR Simanjorang. Penulis aktif dalam kegiatan akademik maupun non-akademik di lingkungan kampus Teknik Mesin. Penulis pernah menjadi anggota dan pengurus organisasi Himpunan Mahasiswa Mesin, dalam satu periode kepengurusan, yaitu 2016-2017 sebagai staf kewirausahaan. Penulis juga aktif dalam kepanitian kegiatan di lingkungan kampus Teknik Mesin pada tahun ke-1 dan ke-2, seperti menjadi Ketua Pelaksana pada Mention (*Mechanical Competition)* dan staf divisi *Branding* pada *Mechanical City* 2016. Penulis bercita-cita menjadi seorang pengusaha yang sukses dalam usaha maupun keluarga. Untuk menghubungi penulis dalam rangka pemenuhan kritik dan saran dari pembaca, dapat dilakukan melalui email borissimanjorang@gmail.com. Penulis sangat terbuka dalam segala hal terkait penelitian ini, maupun hal lainnya.