TUGAS AKHIR – TM184835

PENGARUH VARIASI *SETTING* TEMPERATUR MENGGUNAKAN SISTEM KONTROL PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP KANDUNGAN TAR, *ASH* DAN *CARBON REACTION RATE*

ERIO DANIEL DAMANIK
NRP 02111540000173

Dosen Pembimbing:
Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

TUGAS AKHIR – TM184835

PENGARUH VARIASI *SETTING* TEMPERATUR MENGGUNAKAN SISTEM KONTROL PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP KANDUNGAN TAR, *ASH* DAN *CARBON REACTION RATE*

ERIO DANIEL DAMANIK
NRP 02111540000173

Dosen Pembimbing:
Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

FINAL PROJECT – TM184835

THE EFFECT OF VARIETY OF TEMPERATURE SETTINGS USING THE CONTROL SYSTEM ON PARTIAL OXIDATION ZONE ON TAR, ASH AND CARBON REACTION RATE CONTENTS

ERIO DANIEL DAMANIK
NRP 02111540000173

Advising Lecturer:
Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

HALAMAN PENGESAHAN

PENGARUH VARIASI *SETTING* TEMPERATUR MENGGUNAKAN SISTEM KONTROL PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP KANDUNGAN TAR, *ASH* DAN *CARBON REACTION RATE*

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:

Erio Daniel Damanik
NRP. 02111540000173

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

KEMENTERIAN PENDIDIKAN DAN KEBUDAYAAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN

SURABAYA
AGUSTUS, 2020

PENGARUH VARIASI *SETTING* TEMPERATUR MENGGUNAKAN SISTEM KONTROL PADA ZONA OKSIDASI PARSIAL TERHADAP KANDUNGAN TAR, *ASH* DAN *CARBON REACTION RATE*

Nama Mahasiswa : Erio Daniel Damanik
NRP : 02111540000173
Departemen : Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

ABSTRAK

Indonesia termasuk kedalam salah satu negara yang memiliki jumlah penduduk yang tinggi dan kemungkinan akan terus meningkat. Peningkatan jumlah penduduk ini juga disertai dengan konsumsi energi yang tiap tahun akan terus meningkat. Perkembangan teknologi memungkinkan untuk mengolah limbah kelapa sawit sebagai sumber energi terbarukan. Limbah kelapa sawit dapat digunakan sebagai sumber biomassa sebagai penghasil energi. Gasifikasi adalah salah satu proses yang digunakan dalam proses mengkonversi limbah kelapa sawit menjadi energi. Gasifier downdraft yang dilengkapi dengan sistem pengendali suhu bertujuan untuk menjaga agar proses gasifikasi dapat berlangsung lebih lama dan lebih bersifat kontinyu. Suhu adalah salah satu parameter penting selama berlangsungnya proses gasifikasi karena jumlah dan komposisi dari gas serta kandungan ash dan tar yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh suhu. Oleh karena itu settingan suhu yang diberikan dengan tambahan pengendali suhu sangat penting untuk melihat pengaruh reaksi yang terjadi, performa gasifikasi, serta kandungan dari hasil proses gasifikasi. Pemasangan pengendali suhu ini nantinya akan mengatur jumlah masukan udara ke dalam reaktor. Proses pengendalian operasional reakator gasifikasi dengan mengawasi dan mengendalikan suhu pada zona partial combustion dengan cara mengatur jumlah pasokan media gasfifikasi adalah cara yang paling sederhana.

Variasi settingan suhu yang dilakukan dengan mengatur pada suhu berapa penelitian akan dilakukan kemudian sistem pengendali suhu akan dipasang pada reaktor. Variasi settingan yang dilakukan pada temperatur 600^{0}C, 700^{0}C, 800^{0}C, 900^{0}C, dan 1000^{0}C. Eksperimen ini dilakukan dengan penambahan tiga tingkat masukan udara ke zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi disertai dengan penambahan sistem kontrol yang berfungsi untuk mengatur agar temperatur pada tiap-tiap zona yang ada dapat dikendalikan sesuai dengan kondisi yang diharapkan. Biomassa yang digunakan pada penelitian kali ini adalah pelepah kelapa sawit yang dibentuk menjadi pelet. Penambahan sistem kontrol ini bertujuan untuk menjaga agar proses gasifikasi dapat berlangsung secara kontinu dan diharapkan penambahan sistem kontrol ini dapat menghasilkan kualitas syngas yang meningkat dan kandungan dari zat sisa seperti tar dan ash dapat berkurang.

Hasil dari penelitian ini adalah diperoleh kandungan tar tertinggi pada set point 600^{0}C sebesar 259.59 Nm^3 dan kandungan tar terendah pada set point 1000^{0}C sebesar 60.95 Nm^3. Nilai karbon pelet yang dikonversikan ke dalam syngas terendah pada set point 600^{0}C sebesar 59.66% dan nilai karbon pelet yang dikonversikan ke dalam syngas tertinggi pada set point 1000^{0}C sebesar 76.89%. Nilai massa abu tertinggi pada set point 600^{0}C sebesar 145.03 gr dan nilai massa abu terendah pada set point 1000^{0}C sebesar 71.39gr.

Kata kunci: biomassa, gasifikasi, masukan udara tiga tingkat, sistem kontrol, pelepah kelapa sawit, kandungan, downdraft gasifier

THE EFFECT OF TEMPERATURE SETTING VARIATION USING CONTROL SYSTEM IN THE PARTIAL OXIDATION ZONE ON TAR, ASH AND CARBON REACTION RATE CONTENTS

Student Name : Erio Daniel Damanik
Student ID Number : 02111540000173
Department : Mechanical Engineering
Advisory Lecturer : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.

ABSTRACT

Indonesia is one of the countries that has a high population and is likely to continue to increase. This increase in population is also accompanied by energy consumption which will continue to increase each year. Technological developments make it possible to treat palm oil waste as a renewable energy source. Palm oil waste can be used as a source of biomass as an energy producer. Gasification is one of the processes used in the process of converting palm oil waste into energy. The downdraft gasifier equipped with a temperature control system aims to keep the gasification process longer and more continuous. Temperature is an important parameter during the gasification process because the amount and composition of the gas and the ash and tar content produced are strongly influenced by temperature. Therefore, the temperature setting provided with the addition of a temperature controller is very important to see the effect of the reaction that occurs, the gasification performance, and the content of the gasification process. The installation of this temperature controller will later regulate the amount of air input into the reactor. The process of controlling the operation of the gasification reakator by monitoring and controlling the temperature in the partial combustion zone by controlling the amount of gasfification media supply is the simplest way.

Variations in temperature settings are carried out by adjusting at what temperature the research will be carried out then the temperature control system will be installed in the reactor. Variations in settings made at temperatures of 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, and 1000^0C. This experiment was carried out by adding three levels of air intake to the pyrolysis, oxidation, and reduction zones along with the addition of a control system which functions to regulate the temperature in each existing zone to be controlled according to the expected conditions. The biomass used in this research is oil palm fronds which are formed into pellets. The addition of this control system aims to maintain the gasification process continuously and it is hoped that the addition of this control system can produce an increased quality of syngas and the content of residual substances such as tar and ash can be reduced.

The results of this study were that the highest tar content at the 600^0C set point was 259.59 Nm3 and the lowest tar content at the 1000^0C set point was 60.95 Nm3. The value of pellet carbon converted into the lowest syngas at the 600^0C set point was 59.66% and the highest value of pellet carbon converted into syngas at the 1000^0C set point was 76.89%. The highest ash mass value at 600^0C set point was 145.03 gr and the lowest ash mass value was at 1000^0C set point 71.39gr.

Keywords : biomass, gasification, three-level air input, control systems, oil palm fronds, wombs, downdraft gasifier

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Tuhan Yesus Kristus yang telah memberikan nikmat, mujizat, anugerah,serta karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **"Pengaruh Variasi *Setting* Temperatur Menggunakan Sistem Kontrol Pada Zona Oksidasi Parsial Terhadap Kandungan Tar, *Ash*, Dan Carbon Reaction Rate".** 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. Tuhan Yesus Kristus atas segala berkat, karunia, dan mujizat-Nya.
2. Kedua orang tua penulis, Bapak Walmin Damanik dan Ibu Lince Saragih, ketiga kakak penulis, Melvina Ochtora Damanik, Marian Helena Damanik, Rani Lorina Damanik, dan kepada seluruh keluarga besar Damanik dan Saragih yang selalu memberikan doa, dukungan moril maupun material kepada penulis.
3. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang telah memberikan semangat, motivasi, bimbingan dan arahan selama penyusunan Tugas Akhir ini.
4. 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.

5. Teman-teman Ikasatu Surabaya Ivan, Gio, Ditta, Ema, Julia, dan teman-teman yang lain yang telah membantu, mengingatkan, dan memberikan semangat kepada penulis.
6. Teman-teman seperjuangan Tugas Akhir, Boris, Bopak, Jeqi yang berjuang bersama, saling membantu, memberikan semangat, dan menghibur penulis.
7. 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.
8. 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

HALAMAN PENGESAHAN
ABSTRAK i
ABSTRACT iii
KATA PENGANTAR v
DAFTAR ISI vii
DAFTAR GAMBAR xi
DAFTAR TABEL xiii
BAB 1 1
PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang Masalah 1
1.2 Perumusan Masalah 6
1.3 Batasan Masalah 6
1.4 Tujuan Masalah 6
1.5 Manfaat Penelitian 7
BAB 2 9
TINJAUAN PUSTAKA 9
2.1 Biomassa 9
2.1.1 Komposisi Biomassa 10
2.1.2 Karakterisasi Biomassa 11
2.1.3 Teknologi Konversi Biomassa 14
2.2 Teknologi Gasifikasi 15
2.2.1 Prinsip Gasifikasi 17
2.2.2 Tipe-Tipe Reaktor Gasifikasi 22
2.3 Performansi Gasifikasi 27

2.3.1 *Cold Gas Efficiency* 27
2.3.2 Kualitas Gas dan *Low Heating Value* (LHV) *Syngas*.. 27
2.3.3 Laju Aliran Biomassa 28
2.3.4 Laju Aliran *Syngas* 28
2.3.5 Kandungan *Tar* 28
2.3.6 *Carbon Conversion Rate* 33
2.4 Penelitian-Penelitian Terdahulu 34
2.4.1 Sulaiman S.A et al, 2014 34
2.4.2 Maulana, 2019 35
2.4.3 Striugas, 2014 35
2.4.4 Indarto, 2016 36
BAB 3 39
METODOLOGI PENELITIAN 39
3.1 Rancangan Penelitian dan Flowchart 39
3.1.1 Pembuatan Reaktor Gasifikasi 40
3.1.2 Karakteristik Biomassa 40
3.1.3 Pengambilan Data 40
3.2 Rancangan Skema Pengujian 41
3.2.1 Skema Pengujian 42
3.2.2 Rancangan Pengujian 44
3.3 Alat dan Bahan 44
3.3.1 Skema Gambar 45
3.3.2 Alat 45
3.3.3 Bahan 49
3.4 Metode Pengambilan Data 51

3.4.1 Prosedur Eksperimen 51
3.4.2 Prosedur Pengambilan *Tar* 52
3.4.3 Kondisi Eksperimen 53
BAB 4 55
HASIL DAN PEMBAHASAN 55
4.1 Karakteristik Pelet Pelepah Kelapa Sawit 55
4.2 Distribusi Temperatur Gasifikasi 57
4.3 Analisa Kandungan *Tar* 66
4.4 Analisa *Carbon Conversion Rate* 68
4.5 Analisa Kesetimbangan Massa dan *Ash* 71
4.6 Analisa *Tar Content* dan CCR 74
4.7 Analisa *Tar Content* vs Berat Abu 75
4.8 Analisa CCR vs Berat Abu 76
BAB 5 77
KESIMPULAN DAN SARAN 77
5.1 Kesimpulan 77
5.2 Saran 78
DAFTAR PUSTAKA 79
LAMPIRAN 81
BIODATA PENULIS 97

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Komponen dari Biomassa Kayu 11
Gambar 2.2 Pengaruh Proses Suhu pada Karakteristik *Syngas* . 20
Gambar 2.3 Klasifikasi Tipe Reaktor Gasifikasi 22
Gambar 2.4 Skema Reaktor *Updraft*..... 24
Gambar 2.5 Skema Reaktor *Downdraft* 25
Gambar 2.6 Skema Reaktor *Crossdraft* 26
Gambar 2.7 Mekanisme Sederhana Pembentukan *Tar*..... 29
Gambar 2.8 Jenis *Tar* Primer, Sekunder, Tersier sebagai Fungsi Temperatur 30
Gambar 2.9 (a) Reduksi *Tar* in-situ (b) Reduksi *Tar* Setelah Gasifikasi 31
Gambar 2.10 Sistem Pengambilan Sampel *Tar* dalam *Syngas* .. 33
Gambar 2.11 Nilai Kalor Pelepah Kelapa Sawit dibandingkan dengan Biomassa yang lain..... 35
Gambar 2.12 Perbandingan suhu operasional rata-rata zona partial combustion, nilai LHV syngas, laju alir massa syngas, dan efisiensi energi gasifikasi antara proses gasifikasi tanpa dan dengan pengendalian suhu otomatis 37
Gambar 3.1 Gambar Flowchart Penelitian yang Dilakukan 39
Gambar 3.2 Gambar Rancangan Pengujian 42
Gambar 3.3 Gambar Pengujian..... 43
Gambar 3.4 Rangkaian Eksperimen Gasifikasi tipe *Downdraft* dengan Penambahan GCU..... 45
Gambar 3.5 Termokopel tipe K 45
Gambar 3.6 (a) *Pitot Tube* (b) Digital Manometer..... 47
Gambar 3.7 *Gas Analyzer* 48
Gambar 3.8 Timbangan untuk Mengukur Berat Biomassa saat *Feeding*..... 48
Gambar 3.9 *Sample Bag* digunakan Penyimpanan *Syngas, Ash* dan *Tar* 49
Gambar 3.10 Pelepah Kelapa Sawit yang sudah Dibriket dan Dikeringkan 50

Gambar 4.1 Pelepah Kelapa Sawit yang Digunakan pada Penelitian 56
Gambar 4.2 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 600ºC 58
Gambar 4.3 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 700ºC 59
Gambar 4.4 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 800ºC 61
Gambar 4.5 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 900ºC 62
Gambar 4.6 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 1000ºC 64
Gambar 4.7 Grafik *Set Point* Temperatur terhadap *Tar Content* 67
Gambar 4.8 Grafik *Set Point* Temperatur terhadap *Carbon Conversion Rate* 70
Gambar 4.9 Grafik Laju Alir Massa Gas vs Massa Padat 72
Gambar 4.10 Grafik Hasil Massa Abu (gr) 73
Gambar 4.11 Grafik *Tar Content* vs CCR 74
Gambar 4.12 Grafik *Tar Content* vs Berat Abu 75
Gambar 4.13 Komposisi *Ash* pada *Set Point* 1000ºC 76

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Reaksi Kimia Gasifikasi Biomassa 17
Tabel 3.1 Tabel Rancangan Pengujian..... 41
Tabel 3.2 Parameter yang Diukur 44
Tabel 3.3 Karakteristik Pelepah Kelapa Sawit 50
Tabel 4.1 Analisa *Proximate* dan *Ultimate* Pelepah Kelapa Sawit 56
Tabel 4.2 Perhitungan Kandungan *Tar* pada tiap *Set Point*..... 66
Tabel 4.3 Komposisi *Syngas*..... 69
Tabel 4.4 Laju Produksi Gas dan Padat 71

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Indonesia merupakan salah satu negara dengan konsumsi energi terbesar di Asia Tenggara dan berada pada urutan kelima di Asia Pasifik dalam konsumsi energi, setelah negara China, India, Jepang, dan Korea Selatan. Konsumsi energi final Indonesia tahun 2016 masih didominasi oleh BBM sebesar 47%, berdasarkan BPTT *Outlook* Energi Indonesia 2018. Untuk sektor transportasi memiliki pangsa paling dominan, yaitu sebesar 42%, lebih tinggi dari sektor industri dengan pangsa 36%. Berdasarkan *BP Statistical Review of World Energy* konsumsi energi minyak di Indonesia pada tahun 2016 masih tertinggi yaitu sebesar 41,47%. Adapun impor minyak mentah periode 2009-2018 meningkat 10,64% menjadi 16,9 juta ton. Demikian pula impor hasil minyak olahan naik 35% menjadi 26,6 juta ton. Berdasarkan data *British Petroleum* (BP), produk minyak Indonesia sebesar 1,18 juta barel per hari sementara konusumsi minyak mencapai 1,21 barel juta per hari. Pada 2018, defisit neraca minyak nasional meningkat 13,79 menjadi 799 barel per hari dibandingkan tahun sebelumnya. Melebarnya defisit minyak tersebut dipicu oleh kenaikan konsumsi minyak sebesar 1,79 juta barel per hari sedangkan produksi menurun sebesar 808 ribu barel per hari.

Sebagai salah satu negara yang cukup pesat pertumbuhan ekonomi dan populasi penduduknya secara tidak langsung berdampak pada meningkatnya konsumsi energi. Kegiatan dan aktivitas yang dilakukan masyarakat Indonesia sehari-hari sangat berhubungan dengan energi. Energi yang digunakan untuk membantu kegiatan dan aktivitas masyarakat Indonesia cukup bervariasi. Salah satu konsumsi energi yang digunakan oleh masyarakat Indonesia adalah minyak bumi. Minyak bumi (bahan bakar fosil) yang merupakan bahan baku untuk bahan bakar

minyak, bensin dan banyak produk – produk kimia adalah sumber energi yang penting karena memiliki persentasi yang signifikan dalam memenuhi konsumsi energi. Berdasarkan dengan Perpres No 5/2006 tentang bauran energi primer nasional 2025, pemerintah Indonesia memiliki sasaran bahwa penggunaan Energi Baru Terbarukan (EBT) seperti, Panas bumi, *Biofuel*, Biomassa,dll haruslah mencapai 17% sedangkan selama ini pemanfaatan biomassa sebagai salah satu sumber energi terbarukan di Indonesia baru sekitar 4%. Hal tersebut bertujuan untuk mengurangi ketergantungan energi nasional terhadap energi fosil. Oleh karena itu Indonesia dapat mengurangi ketergantungan terhadap pemakaian bahan bakar fosil dengan menggunakan sumber EBT salah satunya adalah dengan memanfaatkan Biomassa sebagaai bahan baku pada teknologi gasifikasi.

Salah satu pemanfaatan yang dapat dilakukan berasal dari kelapa sawit. Tanpa disadari kelapa sawit memiliki potensi yang besar mulai dari buah, pelepah, batang, dan limbahnya, dapat diolah menjadi berbagai macam produk. Pada proses pengolahan TBS akan dihasilkan CPO, kernel, tandan kosong, *mesocarp fiber*, cangkak, dan *Palm Oil Mills Effluent* (POME). Proses pengolahan Tandan Buah Segar (TBS) kelapa sawit menjadi *Crude Oil Palm* (CPO) akan menghasilkan limbah padat dan limbah cair. Khusus berkaitan dengan limbah yang dihasilkan, diperlukan penanganan dan pemanfaatan kembali produk hasil samping yang dihasilkan agar tidak menjadi beban lingkungan. Berdasarkan data dari BPDP, dari satu ton tandan buah segar yang diolah akan dihasilkan limbah cair POME sebanyak 583 kg. Limbah padat yang dihasilkan adalah *mesocarp fiber* dan cangkang sebanyak 144 kg dan 64 kg, serta 210 kg TKKS (kadar air 65%). Produksi limbah pabrik kelapa sawit Indonesia cenderung meningkat, hal ini berbanding lurus dengan peningkatan produksi tandan buah segar (TBS) dan luas areal perkebunan kelapa sawit. Berdasarkan neraca massa kelapa sawit, maka diperkirakan produksi limbah padat kelapa sawit pada tahun 2017 adalah produksi *mesocarp fiber* sebanyak 20 juta ton,

cangkang sebanyak 9 juta ton, tandang kosong sebanyak 31 juta ton.

Berdasarkan data dari Direktorat Jenderal Tanaman dan Perkebunan, Kementrian Pertanian pada tahun 2018, total area kelapa sawit Indonesia seluas 14,3 juta Ha. Menurut catatan Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI), potensi produksi biomassa dari industri sawit Indonesia mencapai sekitar 182 juta ton bahan kering. Pelepah kelapa sawit sebagai salah satu jenis bahan kering yang dapat dimanfaatkan sebagai biomassa dalam gasifikasi. Dengan didukungnya persebaran tanaman kelapa sawit di Indonesia yang cukup luas seperti di wilayah Riau dengan luas sekitar 2,32 juta Ha kemudian di wilayah Kalimanta Barat dengan luas sekitar 1,73 juta Ha. Potensi sumber daya biomassa di Indonesia salah satu yang terbesar dibandingkan negara lain, menurut laman Kementerian ESDM, potensinya apabila dikembangkan adalah 50 Giga Watt (GW). Selain itu, data dari (ZREU,2000) menyebutkan bahwa Indonesia memproduksi 146,7 Juta ton atau setara 470 Giga Joule (GJ) biomassa per tahun dan salah satu sektor berasal dari sisa sawit sebesar 67 GJ per tahun.

Limbah kelapa sawit memiliki potensi besar menjadi sumber biomassa dengan kelimpahan cukup tinggi dan sifatnya terbarukan. Limbah kelapa sawit merupakan hasil samping dari pengolahan minyak kelapa sawit yang pemanfaatanya masih belum dimaksimalkan dan masih belum dioalah. Salah satu limbah kelapa sawit yaitu Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dapat dihasilkan jumlahnya cukup besar yaitu sekitar 126.317,54 ton/tahun (Mandiri, 2012), namun pemanfaatannya masih terbatas, sementara ini hanya dibakar dan sebagian dihamparkan pada lahan kosong sebagai mulsa/pupuk, dikawasan sekitar pabrik. Dengan besarnya nilai dari limbah kelapa sawit dan masih kurangnya pengolahan lebih lanjut dari limbah kelapa sawit maka dilakukan sebuah upaya untuk mengolah hasil limbah kelapa sawit dan dijadikan sebagai sumber bahan bakar baru yaitu sebagai biomassa. Biomassa hasil yang berasal dari limbah kelapa sawit ini dapat dimanfaatkan dan diolah, salah satunya dengan menggunakan teknologi konversi gasifikasi.

Gasifikasi merupakan pengubahan bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar seperti, CO, CH4, H2 (Rohman, 2009). Karakteristik biomassa menentukan produk *syngas* dari proses gasifikasi. Karakteristik biomassa ini dapat diketahui dengan melakukan beberapa analisa, yaitu analisa *ultimate* dan *proximate*, analisa densitas, analisa kelembaban, dan analisa nilai kalori.

Menurut sulaiman (2009) gasifikasi merupakan salah satu alternatif dalam rangka program penghematan dan diversifikasi energi. Proses gasifikasi menghasilkan produk bahan bakar cair yang bersih dan efisien dari pada pembakaran langsung, yaitu hidrogen dan karbon monoksida. Gas hasil dapat dibakar secara langsung pada *internal combustion engine*. Selain itu gasifikasi akan membantu mengatasi masalah penanganan dan pemanfaatan limbah hasil kelapa sawit. Salah satu kelebihan gasifikasi adalah gas lebih mudah dinyalakan, menimbulkan emisi lebih sedikit, nyala lebih mudah dikontrol dan untuk kebutuhan panas dan tenaga (Pang, 2008). Terdapat beberapa jenis gasifikasi yaitu, *updraft gasifier*, *downdraft gasifier*, dan *crossdraft gasifier*. Pada penelitian kali ini akan menggunakan jenis *downdraft gasifier*. Untuk *downdraft gasifier* banyak digunakan untuk gasifikasi biomassa, dimana bahan bakar masuk kedalam reaktor dari bagian atas dan udara masuk pada daerah pembakaran (Basu, 2010). Gas dan bahan bakar akan mengalir kebawah dan temperatur meningkat kearah bawah dalam zona pembakaran. Kandungan tar dalam gas relatif lebih sedikit jika dibandingkan dengan tipe *updraft*.

Downdraft gasifier dirancang untuk membatasi kandungan minyak dan tar yang terbawa bersama gas produser. Bahan bakar akan mengalami proses pengeringan dan pirolisis akibat panas yang dihasilkan pada reaksi oksidasi. Pada tahap pirolisis bahan bakar, dihasilkan uap dan tar. Reaksi reduksi terjadi pada zona dekat dengan grate. Pada tahap ini, gas produser dihasilkan. Gas produser yang dihasilkan akan tertarik keluar menuju bagian bawah *gasifier*. Pada *downdraft gasifier* memiliki salah satu kekurangan yaitu rendahnya efisiensi keseluruhan akibat rendahnya pertukaran panas dalam sistem dan kesulitan dalam

menangani kelembapan dan kadar abu yang cukup tinggi. Pada tipe *downdraft gasifier* temperatur dijaga agar tetap stabil pada temperatur sekitar 800 ^{0}C – 1000 ^{0}C. Jika temperatur pada *gasifier* menurun maka kualitas *syngas* akan menurun dan kandungan *ash* dan tar akan meningkat. Pengaturan kecepatan putaran *blower* serta pemasukkan biomassa kedalam *gasifier* dilakukan agar temperatur dapat dikontrol dan dijaga tetap stabil.

Oleh karena itu maka diperlukannya sebuah cara dalam menjaga agar kerja dari *gasifier* tetap konstan dan stabil sehingga menghasilkan kandungan *ash* dan tar yang lebih sedikit. Cara yang cukup efektif adalah dengan penambahan sistem pengendali suhu dimana fungsi dari sistem pengendali suhu ini adalah agar menjaga kestabilan temperatur dari masing-masing zona yang ada pada *donwdraft gasifier*. Dengan adanya sistem pengendali suhu ini diharapkan dapat mengatur kecepatan udara masuk dari putaran *blower* dimana udara merupakan salah satu komponen penentu dalam menjaga kestabilan temperatur pada *gasifier*. Oleh sebab itu perfoma dari gasifikasi dipengaruhi oleh besarnya settingan suhu kontrol yang dilakukan. Jika setinggan suhu kontrol dapat dikendalikan sesuai dengan temperatur yang diharapkan dapat dilihat bagimana kandungan dari *ash, tar,* dan *reaction carbon rate* yang terjadi.

Berdasarkan uraian yang ada, maka dilakukan penelitian tentang pengaruh variasi *setting* temperatur menggunakan sistem kontrol pada zona oksidasi parsial terhadap kandungan tar, *ash,* dan *carbon reation rate*. Masukkan udara secara *multi stage*, dimana AR yang digunakan pada penelitian kali ini ada sebesar, 1:7:2, dengan masing-masing pada zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi(Maulana, 2019). Pada penelitian kali ini terdapat penambahan sistem kontrol yang bertujuan untuk mengatur kecepatan putaran *blower* agar temperatur yang dihasilkan tetap stabil dan proses gasifikasi yang dilakukan tetap bersifat kontinu (Striugas, 2014). Variasi temperatur yang dilakukan pada penelitian kali ini adalah sebesar, 600^{0}C, 700^{0}C, 800^{0}C, 900^{0}C, dan

1000^0C. Serta parameter yang diperhatikan adalah kandungan *ash*, tar, dan *carbon reaction rate*.

1.2 Perumusan Masalah

Permasalahan yang akan diteliti adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana merancang sebuah sistem pengendali suhu yang efektif pada zona oksidasi parsial.
2. Bagaimana pengaruh nilai settingan suhu sebuah sistem pengendali suhu pada zona oksidasi parsial terhadap perfoma gasifikasi yang dinyatakan dalam kandungan *ash*, tar, dan *carbon reaction rate* dengan menggunakan metode *Proximate Analysis* pada *multi stage*.
3. Bagaimana mengkorelasikan kandungan *ash*, tar, dan *carbon reaction rate* terhadap proses reaksi yang terjadi didalam reaktor gasifikasi.

1.3 Batasan Masalah

Pada penelitian ini, digunakan beberapa batasan masalah, yaitu:

1. Pada penelitian kali ini menggunakan *gasifier downdraft* yang dilakukan di Laboratorium Pembakaran dan Sistem Energi Teknik Mesin ITS.
2. Biomassa yang digunakan pada penelitian kali ini adalah pelepah kelapa sawit yang sudah diproses dan dijadikan bentuk briket
3. Kondisi udara dalam keadaan *steady state*.
4. *Heat loss* yang terjadi pada reaktor terhadap lingkungan diabaikan.
5. Rasio udara pada *multi stage* adalah 1:7:2 pada zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi.

1.4 Tujuan Masalah

Adapun tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini adalah:

1. Untuk mengetahui rancangan sebuah sistem pengendali suhu yang efektif pada zona oksidasi parsial.

2. Untuk mengetahui pengaruh nilai settingan suhu sebuah sistem pengendali suhu pada zona oksidasi parsial terhadap perfoma gasifikasi yang dinyatakan dalam kandungan *ash*, tar, dan *carbon reaction rate* dengan menggunakan metode *Proximate Analysis* pada *multi stage.*
3. Untuk mengetahui mengkorelasikan kandungan *ash*, tar, dan *carbon reaction rate* terhadap proses reaksi yang terjadi didalam reaktor gasifikasi.

1.5 Manfaat Penelitian

Hasil dari penelitian ini diharapkan dapat memberikan manfaat sebagai berikut:

1. Sisi Ekonomi

   Alat tersebut dapat menggantikan peralatan yang berbahan bakar minyak sehingga penggunaannya tidak tergantung BBM (Bahan Bakar Minyak) yang semakin hari semakin mahal dan langka dengan memanfaatkan teknologi yang ekonomis rendah biaya.
2. Sisi Iptek

   Bagi mahasiswa, teknologi ini dapat dikembangkan berdasarkan disiplin ilmu yang dikuasainya, seperti disiplin ilmu mekanika dapat dikembangkan untuk alat pembangkit energi menggunakan biomas pelepah kelapa sawit.
3. Sisi Manfaat

   Memanfaatkan sisa buangan limbah pertanian yang tidak terpakai yaitu pelepa kelapa sawit sehingga meninggkatkan nilai gunanya dengan digunakan sebagai biomassa pada proses gasifikasi.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

.

2.1 Biomassa

Biomassa secara umum adalah bahan organik yang berasal dari tumbuh-tumbuhan baik secara langsung maupun tidak langsung dan dimanfaatkan sebagai sumber energi alternatif pengganti bahan bakar fosil dalam jumlah besar (Molino *et al*, 2016). Biomassa sebagai sumber energi yang dapat terbarukan, dan keberadaannya banyak terdapat di lingkungan sekitar. Biomassa juga merupakan sumber energi yang ramah lingkungan, mudah terjangkau walaupun ditempat terpencil dan juga dapat mengurangi emisi yang mengakibatkan efek rumah kaca.Biomassa terdiri dari campuran bahan organik, kandungan air, dan bahan anorganik dalam jumlah kecil yang disebut abu. Campuran organik terdiri dari empat unsur utama: Karbon (C), hidrogen (H), Oksigen (O), dan Nitrogen (N). Karakteristik biomassa menentukan produk *syngas* dari proses gasifikasi. Karakteristik biomassa ini dapat diketahui dengan melakukan beberapa analisa, yaitu analisa *ultimate* dan *proximate*, analisa densitas, analisa kelembaban, dan analisa nilai kalori.

Sumber-sumber umum dari biomassa Basu (2013) adalah sebagai berikut:

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

Selain itu biomassa juga dapat dibagi menjadi dua kelompok yaitu:

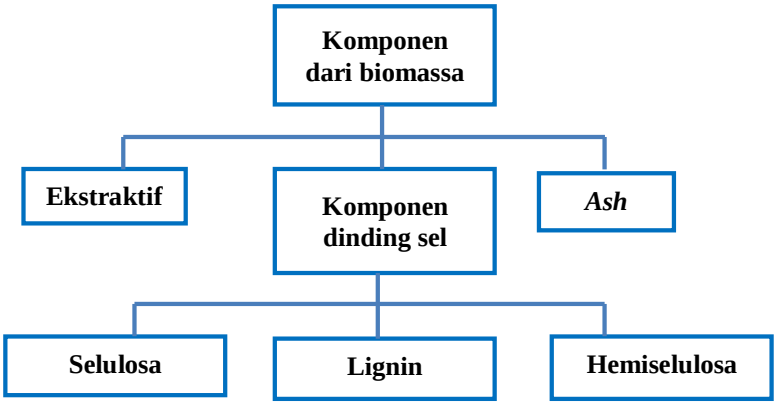
a. Biomassa murni, seperti contohnya: kayu, tanaman, daun, hasil pertanian, dan sayuran.

b. Biomassa sampah, baik dalam bentuk padat ataupun cair, seperti contohnya: sampah rumah tangga, lumpur selokan, kotoran hewan atau manusia, gas dari TPA, dan sampah pertanian.

Biomassa sangat efektif sebagai sumber energi alternatif yang ramah lingkungan. Selain itu biomassa pun mempunyai kelebihan sebagai sumber energi yang dapat diperbarui (*renewable*) sehingga dapat menjadi sumber energi dalam jangka waktu yang sangat lama dan berkesinambungan (*sustainable*) serta mampu mengurangi emisi yang mengakibatkan efek rumah kaca.

2.1.1 Komposisi Biomassa

Biomassa adalah campuran bahan organik yang kompleks seperti karbohidrat, lemak, protein, dan sejumlah kecil mineral, seperti natrium, fosfor, dan besi (Basu P, 2013). Biomassa terdiri dari beberapa campuran bahan organik yang komples, kandungan air, dan sejumlah kecil bahan anorganik yang bisa disebut abu. Campuran organik terdiri dari empat elemen utama: Karbon (K), Oksigen (O), Hidrogen (H), dan Nitrogen (N). Biomassa (sampah perkotaan dan kotoran hewan) kemungkinan juga mengandung sejumlah kecil klorin (Cl) dan sulfur (S). Biomassa mengandung berbagai jumlah selulosa, hemiselulosa, lignin yang kombinasi ini disebut lignaselulosa dan sejumlah kecil organik lainnya (Abbasi dan Abbasi, 2010). Pada gambar 2.1 menunjukkan unsur utama biomassa kayu. Komponen utama bahan lignoselulosa adalah selulosa yang merupakan struktur kristal dan non-pati, bagian berserat dari bahan tanaman. Selulosa adalah polimer rantai panjang dengan polimerisasi tingkat tinggi sekitar 10.000. Diikuti oleh hemiselulosa memiliki struktur amorf acak dengan kekuatan sedikit. Ini adalah struktur rantai cabang dan tingkat polimerisasi yang lebih rendah sekitar 100-200. Lignin adalah polimer aromatik yang disintesisd dari prekursor fenil poropaniod (Saidur et al, 2011).



Gambar 2.1 Komponen dari Biomassa Kayu (Basu P, 2013)

Desain termal dari sebuah sistem yang mempergunakan biomassa, baik sebuah reaktor gasifikasi ataupun pembakar sangat bergantung kepada kompisis elemental biomassanya. Dalam konteks konversi termal seperti pembakaran, dua analisa komposisi dari biomassa berikut ini biasanya digunakan:

a. Analisa *ultimate* atau analisa elemental.
b. Analisa *proximate*.

2.1.2 Karakterisasi Biomassa

2.1.2.1 Analisa *Ultimate*

Pada analisa ini komposisi hidrokarbon dari bahan biomassa akan diketahui, kecuali kandungan air dan abu, dan dinyatakan dalam bentuk persentase berat dari masing-masing elemen unsurnya, sehingga bila dijumlahkan total persentase berat unsur hidrokarbon berikut persentase kandungan air dan abu adalah 100%. Sebagai contoh, berdasarkan tabel yang disusun oleh Basu (2013, hal. 76) hasil analisa ultimate dari sampah padat perkotaan (*MSW*) adalah : C 47,6% ; H 6% ; N 1,2% ; S 0,3% ; O 32.9%.

Tidak semua elemen unsur terkandung dalam biomassa. Sebagai contoh, sebagian besar biomassa tidak 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 yang terdapat pada biomassa saja.

2.1.2.2 Analisa *Proximate*

Analisa *proximate* menyatakan komposisi biomassa secara global, dalam hal ini adalah komposisi dari kandungan air, *volatile matter*, abu, dan karbon tetap. Sebagai contoh, pada tabel yang disusun oleh Reed dan Das (1988, hal 11) hasil analisa proximate dari sampah padat perkotaan (*MSW*) adalah : kandungan *volatile matter* 65,9%; kandungan karbon tetap 9,1%; kandungan abu 25,0%.

Volatile matter dari biomassa adalah gas terkondensasi atau tidak terkondensasi yang dilepaskan oleh biomassa saat dipanaskan. Jumlahnya tergantung oleh laju pemanasan dan suhu saat biomassa tersebut dipanaskan.

Karbon tetap (*fixed carbon*) menyatakan jumlah karbon padat yang tetap berada pada arang dari biomassa saat proses pirolisis setelah terjadinya proses devolatilisasi. Karbon tetap ini juga merupakan parameter penting dalam proses gasifikasi karena sebagian besar proses konversi dari karbon tetap ini menjadi gas menentukan laju dan hasil gasifikasi. Proses reaksi konversi ini menjadi bagian yang paling lambat dalam proses gasifikasi dan digunakan untuk menentukan ukuran dari reaktor gasifikasi.

Abu (*Ash*) merupakan sisa padatan inorganik 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.

a. Kandungan Kadar Air (*Moisture*)

Kadar air atau *moisture* merupakan jumlah air dalam biomassa yang diwakili sebagai persentase berat bahan, misalnya kadar air dari chip kayu sekitar 40-50%, kadar air serbuk gergaji sekitar 40-50%, dan kadar air batubara sekitar

6-10% (Sims, R, EH, 2002). Pada saat mempertimbangkan konverasi termo-kimia ke *biofuel* seperti, pembakaran, pirolisi, atau gasifikasi, kadar air biomassa lignoeslulosa menjadi perhatian penting (Gray et al, 1985). Pengaruh kelembapan udara atau *moisture* diteliti pada proses pirolisis dalam reaktor *fluidized bed* adalah menunjukkan hasil untuk meningkatkan hasil *char*, tetapi dalam kasus untuk pembentukan atau peningkatan tar bergantung pada suhu pirolisis dan kadar abu (Acharjee et. Al, 2011). Pada gasifikasi, membatasi jumlah kandungan moisture menjadi hal yang penting karena pada generator uap kandungan hidrogen *produced gas* dapat ditingkatkan dengan reaksi *water-gas shift*. Terlepas dari keuntungan gasifikasi, kadungan air yang terlalu banyak dapat meingkatkan biaya konveris termo-kimia (Singh, 2004). Selain itu, efek negatif dari kandungan air yang berlebihan pada proses termo-kimia dapat mengakibatkan efisiensi energi yang hilang (Fagernäs et al., 2010).

b. *Volatile Matter*

Volatil merupakan bahan yang mudah menguap dari bahan bakar sehingga mudah terbakar, seperti *hydrogen*, karbon monoksida dan metana, serta sebagian kecil uap yang dapat terkondensasi atau mengembun seperti tar, yang tidak dapat ditahan pada saat bahan bakar dipanaskan. (Basu P, 2013).

c. Karbon Tetap (*Fixed Carbon)*

Fixed carbon (FC) merupakan karbon padat dalam biomassa yang tertinggal dalam proses pirolisis setelah devolatilisasi. *Fixed carbon* terdiri dari karbon elementer pada bahan bakar aslinya, residu karbon terbentuk saat pemanasan. *Fixed carbon* bergantung pada jumlah *volatile Matter* (VM), *moisture* (M), dan *ash*(abu) maka tidak dapat ditentukan secara langsung. *Fixed carbon* dalam bahan bakar ditentukan dari persamaan berikut: FC= 1-M-VM-ASH (1)

Untuk analisis gasifikasi, *Fixed carbon* adalah parameter yang signifikan, karena pada gasifiers, konversi karbon tetap menjadi gas menentukan gasifikasi laju dan hasilnya. Reaksi konversi ini, yang paling lambat, digunakan untuk menentukan ukuran gasifier (Basu, 2013).

d. Abu (*Ash*)

Abu merupakan residu padat dari bahan bakar biomassa yang dihasilkan oleh pembakaran sempurna di udara. *Ash* termasuk jumlah bahan anorganik (0,1-4,6 %, rata-rata 7%wt), yang terdiri dari berbagai jenis mineral minor, aksesoris, dan mineralogis yang tidak mengkristal dari berbagai kelompok dan kelas mineral, seperti silika, aluminium, besi, dan kalsium kecil (Basu P, 2013), serta beberapa fase anorganik *amorf*. Kandungan abu biomassa mempengaruhi biaya penanganan dan biaya konversi energi biomassa secara keseluruhan. Dalam proses konversi termo-kimia, komposisi kimia abu dapat menimbulkan permasalahan operasional yang signifikan. Hal ini terutama berlaku untuk proses pembakaran, dimana abu dapat bereaksi membentuk terak, karena fase cair terbentuk pada suhu tinggi (Xiu, *et al*., 2013).

2.1.3 Teknologi Konversi Biomassa

Biomassa merupakan sumber energi yang langsung terkait dengan peradaban umat manusia. Peradaban manusia itu ditandai dengan penggunaan teknologi dan ilmu pengetahuan yang semakin maju berkat kerja keras dan dedikasi para peneliti. Konversi biomassa memerlukan perbedaan alat yang digunakan untuk mengkonversi biomassa dan menghasilkan perbedaan bahan bakar yang dihasilkan. Biomassa memiliki potensi besar sebagai bahan baku terbarukan untuk menghasilkan berbagai bentuk energi. Selain itu, teknologi konversi yang efisien perlu dimanfaatkan untuk mengubah bahan baku biomassa menjadi biofuel agar dapat bersaing dengan sumber energi fosil. Oleh karena itu, memilih

pendekatan yang sesuai mengarah pada produksi optimal (Yılmaz dan Selim, 2013). Dibandingkan dengan bahan bakar fosil nilai kalor biomassa sangat rendah, terutama bila dihitung berdasarkan volumenya. Hal ini disebabkan rendahnya densitas biomassa dan tingginya kandungan oksigen dalam biomassa. Nilai kalor dapat dinyatakan dengan dua cara, yaitu nilai kalor atas *(Higher Heating Value/HHV)* ataupun dalam bentuk nilai kalor *bawa (Low Heating Value/ LHV)*.

Konversi biomassa dapat dibagi menjadi dua proses utama teknologi (1) proses termo-kimia dan (2) proses biokimia. Dalam proses biokimia, molekul biomassa dipecah menjadi molekul yang lebih kecil oleh bakteri atau enzim. Terlepas dari proses ini yang jauh lebih lambat daripada proses termo-kimia, ia tidak menginginkan banyak energi eksternal. Tiga rute utama untuk proses biokimia adalah pencernaan (anaerob dan aerobik), fermentasi, enzimatik atau hidrolisis asam. Dalam proses termo-kimia, biomassa diubah menjadi gas campuran, yang kemudian disintesis menjadi bahan kimia yang diinginkan atau digunakan secara langsung. Produksi energi panas merupakan pendorong utama rute konversi ini yang memiliki empat jalur luas yaitu pembakaran, pirolisa, gasifikasi, pencairan (Basu, 2013).

2.2 Teknologi Gasifikasi

Gasifikasi adalah suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar (CO, CH4, dan H2) melalui proses pembakaran dengan suplai udara terbatas (20% - 40% udara stokiometri) (Guswendar, 2012). Proses gasifikasi merupakan suatu proses kimia untuk mengubah material yang mengandung karbon menjadi gas mampu bakar. Berdasarkan defenisi tersebut, maka bahan bakar yang digunakan untuk proses gasifikasi menggunakan material yang mengandung hidrokarbon seperti batubara, *petroleum coke* (petcoke), dan biomassa. Bahan baku untuk proses gasifikasi dapat berupa limbah biomassa, yaitu potongan kayu, tempurung kelapa, sekam padi, pelepah kelapa sawit, *Municipial Solid Waste* (MSW), dll. Gas hasil gasifikasi ini

dapat digunakan untuk berbagai keperluan sebagai bahan bakar, seperti untuk menjalankan mesin pembakar, digunakan untuk memasak sebagai bahan bakar kompor, ataupun digunakan sebagai bahan bakar pembangkit sederhana. Melalui gasifikasi, kita dapat mengkonversi hampir semua bahan organik kering menjadi bahan bakar, sehingga dapat menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber bahan bakar. Produk luaran gasifikasi yang telah dimurnikan adalah komponen yang mudah terbakar yang terdiri dari campuran karbon monoksida (CO), Hidrogen (H_2) dan Metana (CH_4) yang disebut sebagai *Syngas* dan pengotor seperti NH_3, HCN, H_2N, abu, dan Tar. Komposisi gas ini sangat tergantung pada komposisi unsur dalam biomassa, bentuk dan partikel biomassa, serta kondisi-kondisi proses gasifikasi.

Gasifikasi dan pembakaran merupakan dua proses termokimia yang hampir sama tetapi ada perbedaan yang sangat penting diantara keduanya. Gasifikasi menyatukan energi pada ikatan kimia dalam gas yg dihasilkan, sedangkan pembakaran memecahkan ikatan kimia untuk melepaskan sejumlah energi. Pada proses pembakaran langsung, energi yang dapat dimanfaatkan adalah energi panas dalam bentuk *flue gas* yang dihasilkan oleh pembakaran biomassa. 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 dengan tanpa adanya media apapun dan menggunakan energi eksternal untuk prosesnya, sedangkan, sedangkan proses gasifikasi membutuhkan media gasifikasi berupa uap air, udara, ataupun oksigen untuk mengatur ulang struktur molekul dari bahan baku agar berubah menjadi gas. Dalam proses gasifikasi tidak diperlukan adanya energi eksternal karena menggunakan sebagian dari biomassa untuk proses pembakaran yang menghasilkan energi panas untuk proses pirolisis dalam gasifikasi.

Proses gasifikasi biomassa dilakukan dengan pembakaran tidak sempurna di dalam sebuah ruangan yang mampu menahan temperature tinggi yang disebut reaktor gasifikasi. Pembakaran

tidak sempurna terjadi karena jumlah udara lebih sedikit dari kebutuhan stokiometrik. Maka pembakaran dialirkan ke dalam reaktor untuk mensuplai kebutuhan oksigen menggunakan *fan/blower*. Proses pembakaran yang terjadi menyebabkan reaksi termo-kimia yang menghasilkan CO, H_2, dan gas metan (CH_4). Selain itu, dalam proses ini juga dihasilkan uap air (H_2O) dan karbon dioksida (CO_2) yang tidak terbakar. (Natarajan dkk. 1998)

Tabel 2. 1 Reaksi kimia gasifikasi biomassa (Sutton et al., 2001)

Reaksi	Reaksi	ΔH 298,MJ/mol
1. Partial oxidation of solid carbon	$C+0.5O_2=CO$	−111
2. Complete oxidation of solid carbon	$CO+O_2=CO_2$	+402
3. Oxidation of hydrogen	$H_2+0.5O_2=H2O$	−242
4. Water gas reaction	$C+H_2O=CO+H_2$	+131
5. Boudouard reaction	$C+CO_2=2CO$	+172
6. Methanation reaction	$C+2H2=CH_4$	−75
7. Methanation reaction	$CO+3H_2=CH_4+H_2O$	−206
8. Methanation reaction	$CO2+4H_2=CH_4+2H_2O$	−165
9. Water gas shift reaction	$CO+H_2O=CO_2+H_2$	−41

2.2.1 Prinsip Gasifikasi

Proses gasifikasi biomassa dilakukan dengan pembakaran tidak sempurna di dalam sebuah ruangan yang mampu menahan temperature tinggi yang disebut reaktor gasifikasi. Pembakaran tidak sempurna terjadi karena jumlah udara lebih sedikit dari kebutuhan stokiometrik. Maka pembakaran dialirkan ke dalam reaktor untuk mensuplai kebutuhan oksigen menggunakan *fan/blower*. Proses pembakaran yang terjadi menyebabkan reaksi termo-kimia yang menghasilkan CO, H_2, dan gas metan (CH_4). Selain itu, dalam proses ini juga dihasilkan uap air (H_2O) dan karbon dioksida (CO_2) yang tidak terbakar. (Natarajan dkk. 1998)

Reaksi utama gasifikasi adalah endotermik dan energi yang diperlukan untuk terjadinya proses tersebut didapatkan dari proses oksidasi yang merupakan bagian dari biomassa, melalui fase *allo-thermal* atau *auto-thermal*. Dalam proses *auto-termal*, *gasifier* dipanaskan secara internal melalui pembakaran parsial, sementara dalam proses *allo-termal* energi yang dibutuhkan untuk gasifikasi disuplai secara eksternal. Mengingat sistem *auto-termal*, gasifikasi dapat dilihat sebagai urutan dari beberapa tahapan. Langkah-langkah utama dari proses gasifikasi adalah:

(1) Pengeringan (tahap endotermik)
(2) Pirolisis (tahap endotermik).
(3) Oksidasi (tahap eksotermal).
(4) Reduksi (tahap endotermik).

Langkah tambahan, yang terdiri dari dekomposisi tar, juga termasuk dalam rangka untuk menjelaskan pembentukan hidrokarbon ringan karena dekomposisi molekul tar besar.

2.2.1.1 Pengeringan (*Drying*)

Pengeringan adalah langkah pertama pada proses gasifikasi, yaitu mengubah kadar air biomassa, yang mengandung kayu segar berkisar antara 30-60%. Kandungan %. Kandungan air dalam biomassa dikurangi oleh energi dari gasifier untuk menguapkan air. Proses pemanasan dan pengeringan dimulai pada permukaan luar partikel biomassa dan kemudian berlanjut ke arah pusat. Pengeringan terjadi pada suhu sekitar 100-150^0 C dengan menurunkan kadar air biomassa menjadi 10-15%. Reaksi yang terjadi diperlihatkan seperti dibawah ini:

Kadar air bahan baku + Panas (2)
bahan baku kering + H_2O

2.2.1.2 Pirolisis

Pirolisis adalah proses dekomposisi termal dari bahan bakar biomassa tanpa oksigen/udara. Produk yang dihasilkan berupa arang padat, uap air dan gas volatil (CO, CO_2, CH_4, $H_2O_{(g)}$, tar). Selama proses pirolisa suhu meningkat menjadi 300^{0}C, maka

terjadi pengurangan berat molekul selulosa terutama *amorf*, dimulai dengan terbentuknya karbonil dan gugus karboksil radikal. Karbonmonoksida dan karbondioksida juga terbentuk selama proses pirolisis. Ketika suhu naik diatas 300^0C, selulosa kristal akan terurai dengan pembentukan char, tar, dan gas. Hemiselulosa akan didekomposisi menjadi polimer larut dengan pembentukan gas yang mudah menguap, char, dan tar. Lignin akan terurai pada suhu yang lebih tinggi mulai 300-500^0C dan membentuk metanol, asam asetat, air dan aseton. Oleh karena itu, pirolisis biomassa berlangsung pada kisaran suhu 125-500^0C dan hidrokarbon mengembun dalam bentuk tar. seperti pada langkah pengeringan, panas yang dibutuhkan berasal dari tahap proses oksidasi. Skematik proses pirolisis dapat dilihat pada keseluruhan reaksi berikut:

Biomassa kering + panas → Gas (3)
Volatil + *Tar* + *Char* (endotermik)

2.2.1.3 Oksidasi

Oksidasi merupakan bagian dari biomassa yang diperlukan untuk memperoleh energi panas yang dibutuhkan untuk proses endotermik, untuk menjaga suhu operasi pada nilai yang diperlukan. Oksidasi dilakukan dalam kondisi kekurangan oksigen karena rasio stoikiometri untuk mengoksidasi hanya sebagian dari bahan bakar. Meskipun oksidasi parsial melibatkan semua jenis karbon (termasuk tar), memungkinkan untuk menyederhanakan sistem dengan mempertimbangkan bahwa hanya char dan hidrogen yang terkandung dalam *syngas* yang ikut dalam reaksi oksidasi parsial. Reaksi utama yang berlangsung selama fase oksidasi adalah sebagai berikut:

$C + O_2 \rightarrow CO_2$ ΔH= -394kJ/mol (4)
Char *combustion*

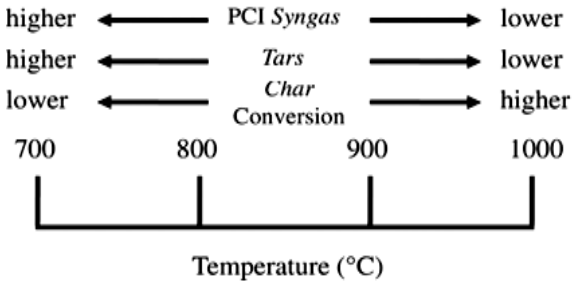
$$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO \quad \Delta H = -111 kJ/mol \qquad (5)$$

Partial *oxidation*

$$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O \quad \Delta H = -242 kJ/mol \qquad (6)$$

Hydrogen combustion

Produk utama berupa energi panas yang sangat diperlukan untuk seluruh proses, sedangkan produk pembakaran merupakan campuran gas CO, CO_2 dan air.



Gambar 2.2 Pengaruh Proses Suhu pada Karakteristik Syngas

2.2.1.4 Reduksi

Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya yaitu dari pirolisis dan oksidasi. Campuran gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga terbentuk energi kimia dan *syngas*. Proses reduksi terjadi secara endotermik untuk menghasilkan produk-produk yang mudah terbakar seperti CO, H_2, dan CH_4. Reaksi utama yang terjadi pada langkah reduksi diantaranya adalah:

1 ***Water-Gas Reaction***

Water-Gas Reaction merupakan reaksi oksidasi parsial karbon oleh uap yang berasal dari bahan bakar padat itu sendiri (hasil pirolisis) maupun dari sumber yang berbeda, seperti uap

air yang dicampur dengan udara dan uap yang diproduksi dari penguapan air. Reaksi yang terjadi pada *water-gas reaction* adalah:

$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ ΔH= 131kJ/mol *Reforming of the char* (7)

2 *Boudouard Reaction*

Boudouard reaction merupakan reaksi antara karbondioksida yang terdapat di dalam gasifier dengan arang untuk menghasilkan CO.

Reaksi yang terjadi pada *Boudouard reaction* adalah:

$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$ ΔH= 172kJ/mol *Boudouard reaction* (8)

3 *Shift conversion*

Shift conversion merupakan reaksi reduksi karbonmonoksida oleh kukus untuk memproduksi hidrogen. Reaksi ini dikenal sebagai *water-gas shift* yang menghasilkan peningkatan perbandingan hidrogen terhadap karbonmonoksida pada gas produser. Reaksi ini digunakan pada pembuatan gas sintetik. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ ΔH= -41kJ/mol *Water gas shift reaction* (9)

4 *Methanation*

Methanation merupakan reaksi pembentukan gas metan. Reaksi yang terjadi pada methanation adalah:

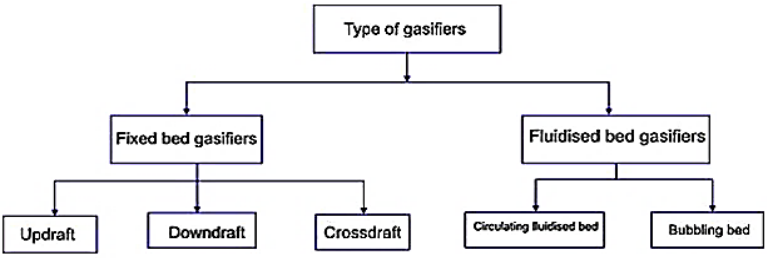
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$ ΔH= -75kJ/mol *Methanation* (10)

Suhu pada zona reduksi memiliki peranan penting dalam menentukan komposisi *syngas*, dengan karakteristik *heating value* yang lebih rendah, dan dapat menghasilkan tar. Suhu tinggi meningkatkan oksidasi *char* dengan proses mengurangi residu padat dan mengurangi pembentukan tar. Di sisi lain hal tersebut dapat meningkatkan risiko abu yang melekat dan mengurangi kandungan energi dari *syngas*. Suhu reduksi adalah parameter kunci dari proses keseluruhan, menentukan karakteristik residu padat dan *syngas*.

Pengaruh suhu pada proses gasifikasi seluruhnya telah menyebabkan pengembangan beberapa solusi teknologi, masing-masing ditandai dengan komposisi *syngas* yang berbeda dan jumlah residu padat yang berbeda. Kisaran suhu untuk proses gasifikasi telah dikembangkan pada skala 800-1100°C, sedangkan pada proses gasifikasi yang menggunakan oksigen, suhu proses berada di kisaran 500-1600 °C.

2.2.2 Tipe-Tipe Reaktor Gasifikasi

Kebanyakan *gasifiers* dirancang sebagai proses aliran tetap daripada operasi *batch*. Bahan baku dimasukkan melalui bagian atas reaktor kemudia mencampurnya dengan udara dan oksigen sebagai *gasifiers* oksidasi parsial, atau dengan pembawa panas untuk *gasifiers* yang dipanaskan secara tidak langsung (Brown, R.C, 2011). Gambar 2.3 menunjukkan klasifikasi gasifier.



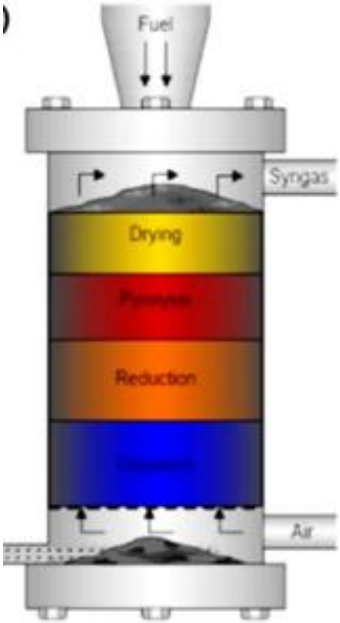
Gambar 2.3 Klasifikasi Tipe Reaktor Gasifikasi

2.2.2.1 *Fixed Bed Gasifier*

Fixed bed gasifier adalah jenis *gasifier* paling tua dan telah dikembangkan untuk aplikasi skala kecil. *Fixed bed gasifier* juga disebut *Moving Bed* Reaktor karena bahan bakar tersebut diletakkan pada *grater* dan bergerak turun di gasifier sebagai *steker*. Ada tiga tipe utama *fixed* diantaranya *Drying Zona*, *Reduction Zone* dan *Heat Zona*. Gambar 2.4 menunjukkan tiga tipe utama dari *Fixed Bed Gasifier*.

2.2.2.2 Reaktor *Updraft*

Gasifier *updraft* merupakan desain tertua dan paling sederhana dari semua desain. *Pada updraft gasifier*, udara masuk melalui bagian bawah gasifier melalui *grate* dan ailiran bahan bakar masuk dari bagian atas. Proses ini terjadi secara berlawanan arah (*counter current*). Gas produser yang dihasilkan keluar dari bagian atas sedangkan abu diambil di bagian bawah. Reaksi pembakaran (oksidasi) pada jenis ini terjadi di dekat *grate* dan diikuti reaksi reduksi (proses gasifikasi) kemudian gas produser menuju ke daerah yang memiliki temperatur lebih rendah. (Brown, R.C., 2011). Udara atau oksigen memasuki bagian bawah gasifier direaksikan dengan char di zona pembakaran untuk membentuk CO, CO_2, dan H_2O pada suhu sampai 1200°C (Basu,2013). Desain aliran bahan bakar dan masukan udara yang berlawanan menghasilkan jumlah *tar* yang banyak dalam gas produk. Hal ini menjadi permasalahan karena tar menempel pada pipa dan penukar panas, sehingga dapat memperlambat operasi gasifier.



Gambar 2.4 Skema Reaktor *Updraft*

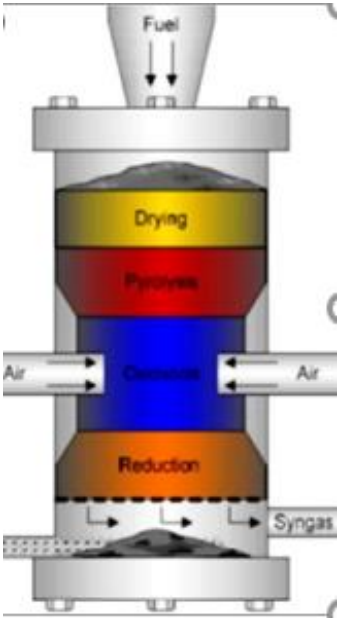
2.2.2.3 Reaktor *Downdraft*

Dalam gasifier *downdraft*, bahan bakar biomassa beserta media gasifikasi (uap/oksigen/udara) dimasukkan melalui bagian atas gasifier dan mengalir ke bawah. Hal ini berbeda dengan gasifier tipe *updraft*. Produk pirolisis dan pembakaran berupa gas dan padatan (*char* dan abu) bergerak turun secara parallel menuju bagian bawah reaktor. Gas yang dihasilkan dari proses pirolisis dibakar di dalam zona reduksi. Energi panas diperoleh pada zona oksidasi. Keuntungan dari gasifikasi *downdraft* adalah *volatil* yang dilepaskan selama pemanasan bertahap, biomassa harus melewati zona pembakaran dan *char* pada suhu tinggi yaitu 800-1200^{0}C. (Brown, R.C, 2011).

Salah satu karakter fisik dari reaktor ini adalah *throat*, yaitu pengecilan *cross section area* pada zona reduksi. Pengecilan

cross section area ini dimaksudkan untuk memaksa agar seluruh hasil pirolisis melewati bagian yang menyempit dan panas sehingga dihasilkan distribusi temperatur yang lebih seragam dan mendorong sebagian besar tar untuk terurai (*cracked*).

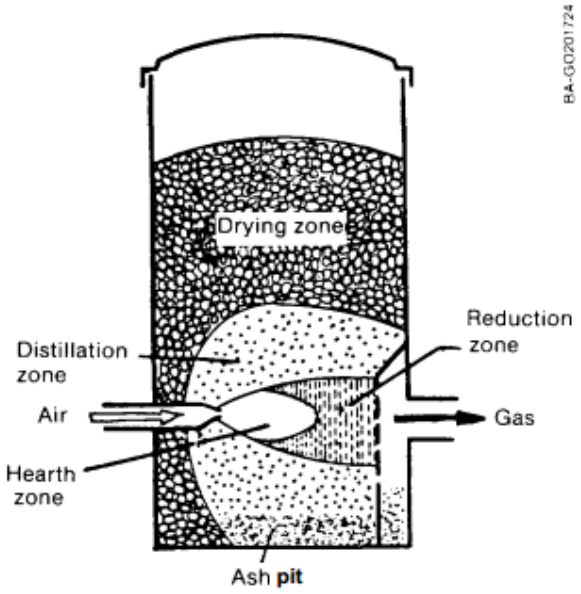
Pada reaktor *downdraft* terdapat fenomena yang disebut sebagai *flamming pyrolisis*, yaitu terbakarnya sebagian dari gas hasil pirolisis sebelum memasuki zona reduksi/gasifikasi sehingga energi panas yang dibutuhkan untuk pengeringan, pirolisis dan gasifikasi disediakan oleh peristiwa tersebut. *Flamming pyrolysis* menghasilkan sebagian besar gas yang mudah terbakar yang terjadi selama proses gasifikasi dan secara bersamaan mengurangi hingga 99% kadar tar dalam gas.



Gambar 2.5 Skema Reaktor *Downdraft*

2.2.2.4 Reaktor *Cross Draft*

Beban yang mengikuti kemampuan reaktor *cross draf* sedikit baik karena zona parsial, beroperasi pada konsentrasi suhu 2000° C. *Starting point* 5-10 menit jauh lebih cepat daripada jenis *gasifier* d*owndraft* dan *updraft*. Reaktor *cross draft* cocok untuk bahan bakar kering dan abunya rendah seperti kayu, arang, dan kokas. Pengaruh suhu yang lebih tinggi menghasilkan kualitas gas produk yang baik, meningkatkan komposisi karbon monoksida, serta menghasilkan kandungan hidrogen dan metana rendah. (Panwar, dkk. 2012).



Gambar 2.6 Skema Reaktor *Crossdraft* (Reed dan Das, 1998)

2.3 Performansi Gasifikasi

Proses gasifikasi memiliki beberapa faktor yang dapat mempengaruhi proses dan kandungan *syngas* yang dihasilkannya, faktor-faktor tersebut adalah properti biomassa, desain reaktor, udara pembakaran, jenis *gasifying agent*, rasio bahan bakar dan udara, temperatur, tekanan, nilai LHV (*Low Heating Value)*.

2.3.1 *Cold Gas Efficiency*

Cold Gas Efficiency adalah jumlah energi yang masuk selama energi potensial keluar. Jika M_f adalah massa (kg) bahan bakar padat yang diproses pada *gasifier* untuk menghasilkan M_g massa gas produk dengan nilai LHV dari Q_g, maka efsiensi ini dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\eta_{cg} = \frac{Q_g * M_g}{LHV_f * M_f} \tag{11}$$

2.3.2 Kualitas Gas dan *Low Heating Value* (LHV) *Syngas*

Parameter untuk mengetahui kualitas gas selanjutnya adalah komposisi CO, H_2, CH_4, dan kandungan tar. Komposisi gas CO, H_2, CH_4 dilihat dari hasil pengujian menggunakan *Gas Cromatografi* di LPPM ITS. Kemudian untuk kandungan tar ditentukan menggunakan teknik (Brandt dkk 2000).

Nilai LHV dari *syngas* diperoleh dengan menjumlahkan konsentrasi dari gas mampu bakar (*combustible gas*) dan energi yang terkandung di dalamnya. Kandungan energi mengacu pada nilai kalor dan itu mempengaruhi output energi *gasifier*.

$$LHVsyngas = \sum_{i=1}^{n} (\mathrm{Yi} \,.\, LHV\mathrm{i}) \tag{12}$$

LHV_{syngas} = 12696. (CO) + 10768 (CH_4) + 35866 (H_2)

Dimana Y_i adalah konsentrasi gas yang dapat terbakar (CO, H_2, CH_4),

LHV_i adalah *LHV* senyawa *syngas*.

2.3.3 Laju Aliran Biomassa

$\dot{m}$ Biomassa pellet dapat dihutung, dihitung dengan menggunakan persamaan :

Gas production rate:

$$\dot{m}_{bb} = \rho_{bb}\ x\ \frac{V}{waktu} =$$

$$\dot{m}_{biomassa\ pelet} = \rho_{biomassa\ pelet}\ x\ \frac{volume\ biomassa}{waktu} \quad (13)$$

2.3.4 Laju Aliran *Syngas*

Persamaan untuk menghitung laju aliran syngas sebagai berikut :

$$\dot{m}\ \ syngas = \rho\ .\ V\ avg\ .\ A \quad (14)$$

dimana:

ρ *udara*	: Massa jenis udara (1.1614 kg/m3)
V avg	: Kecepatan aliran rata-rata
A	: Luasan pipa

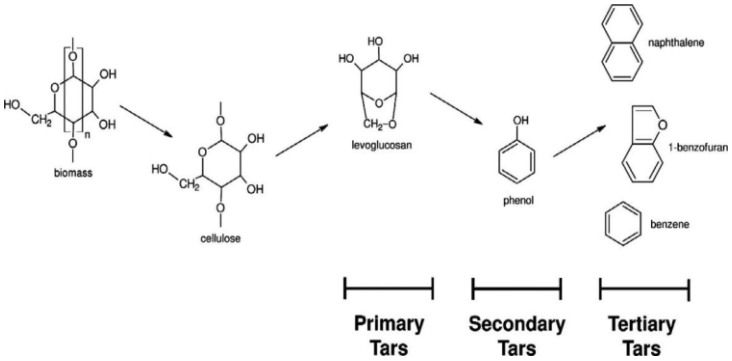
2.3.5 Kandungan *Tar*

Tar adalah campuran kompleks pada hidrokarbon terkondensasi yang mana komposisinya tergantung pada bahan baku biomassa. Tar memiliki bentuk tebal, hitam, sangat kental, dan bersifat mudah mengembun pada suhu rendah sehinga bisa menyebabkan gangguan pada sistem. Senyawa tar memiliki 3 jenis kelompok. Kelompok pertama tidak diketahui, karena memiliki berat molekul sangat tinggi dan tidak dapat dideteksi dengan gas kromatografi. Senyawa tar kelompok kedua termasuk oksigen senyawa terkondensasi yang sangat larut dalam air. Senyawa tar kelompok ke 3-5 adalah senyawa aromatik dengan peningkatan jumlah cincin aromatik; kelompok ke 3 mencakup senyawa cincin

tunggal, sedangkan senyawa PAH yang termasuk dalam kelas 4 dan 5.

- Proses pembentukan tar

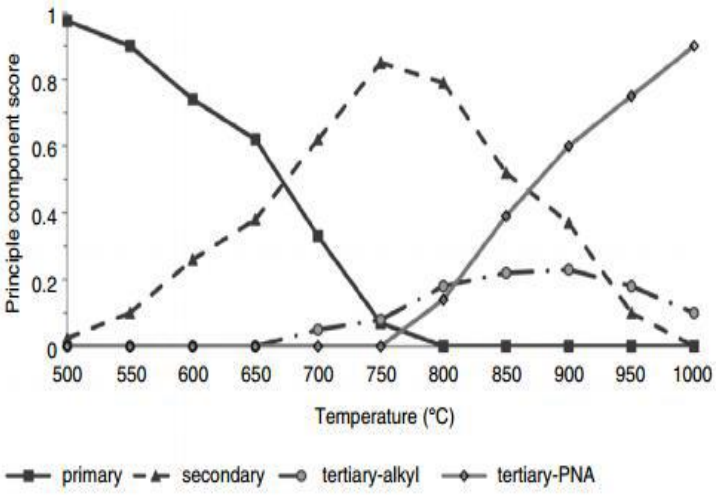
Dalam proses gasifikasi, tar dibentuk dalam serangkaian reaksi yang komplek, sangat tergantung pada kondisi reaksi. Pembentukan tar terjadi di zona pirolisis dan sebagai subjek rekombinasi dan dekomposisi. Sebuah mekanisme sederhana kemungkinan pembentukan tar ditunjukkan pada gambar 2.14. Parameter yang mempengaruhi terbentuknya tar didalam *gasifier* adalah suhu, tekanan, media gasifikasi, waktu tinggal, tambahan aditif, dan desain gasifikasi. tar dianggap sebagai produk akhir dari tiga *macrophenomena* utama dan klasifikasi tar primer, sekunder dan tersier.



Gambar 2.7 Mekanisme Sederhana Pembentukan *Tar*

Tar Primer muncul secara langsung selama tahap pirolisis dan tergantung pada gasifikasi biomassa. Disisi lain pirolisis lignin menimbulkan senyawa aromatik, sebagian bi-atau tri-fungsional fenol tersubstitusi (kresol, xylenol, dll). Pada tahap oksidasi, terjadi peningkatan suhu, di atas 500 °C, karena adanya oksidan (oksigen, udara atau uap), hal memungkinkan untuk transformasi tar primer, kemudian mulai di atur ulang (via dehidrasi, dekarboksilasi, dan reaksi dekarbonilasi)

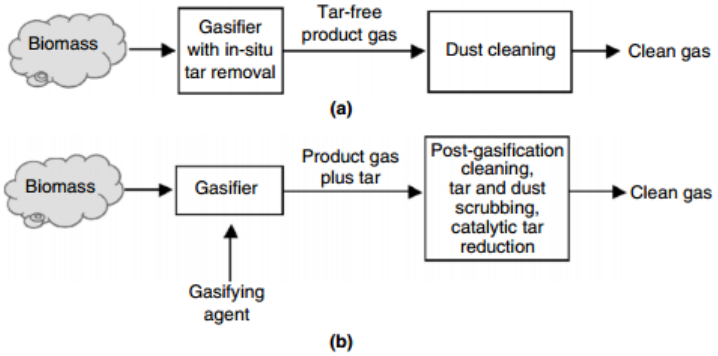
sehingga membentuk lebih banyak gas dan serangkaian molekul yang dikenal sebagai tar sekunder. Tar sekunder mono-aromatik dan diaromatik termasuk heteroaromatik seperti piridin, furan, dioksin, dan tiofena. Peningkatan lebih lanjut pada suhu, lebih dari 800 °C, dapat menyebabkan pembentukan tar tersier. Tar tersier juga dikenal sebagai rekombinasi atau tar dengan suhu tinggi. Tar tersier terbuat dari hidrokarbon aromatik dan *polynuclear* aromatic (PAH), misalnya, benzena, naftalena, fenantrena, pyrene, dan benzopyrene. Senyawa didalam tar tersier tidak ada dalam gasifikasi biomassa dan tar tersier merupakan hasil dari dekomposisi dan rekombinasi tar sekunder dengan lingkungan pada *syngas*. Tar tersier dan tar primer tidak hidup berdampingan, dan tar tersier muncul ketika tar primer benar-benar diubah menjadi tar sekunder. Gambar 2.15 memperlihatkan dengan jelas pembentukan tar berdasarkan suhu.



Gambar 2.8 Jenis *Tar* Primer, Sekunder, Tersier sebagai Fungsi Temperatur

➢ Reduksi tar

Beberapa pilihan yang tersedia untuk pengurangan tar. Ini dapat dibagi menjadi dua kelompok besar: (1) in-situ (primer) yaitu reduksi tar yang terjadi didalam reaktor; dan (2) setelah gasifikasi (atau sekunder) yakni reduksi tar setelah keluar dari reaktor, pembersihan gas produk dari tar yang sudah diproduksi (gambar 2.16)



Gambar 2.9 (a) Reduksi *Tar* in-situ (b) Reduksi *Tar* Setelah Gasifikasi

Dalam pendekatan reduksi tar in-situ tergantung kondisi operasi di *gasifier* disesuaikan sehingga pembentukan tar berkurang. Selanjutnya, tar yang dihasilkan diubah menjadi produk lain sebelum meninggalkan *gasifier*. Pengurangan ini dicapai dengan :

•Modifikasi kondisi operasi dari *gasifier*
•Penambahan katalis atau bahan alternatif dalam *fluidized bed*
•Modifikasi dari desain *gasifier*

Jenis Biomassa juga mempengaruhi produk tar. Pilihan yang tepat dari salah satu atau kombinasi dari faktor-faktor ini dapat mengurangi jumlah tar dalam produksi gas yang meninggalkan *gasifier*. Reformasi, *tehrmal cracking*, dan

steam cracking tiga reaksi utama yang digunakan untuk mereduksi tar (Delgado et al., 1996). Mereka mengkonversi tar ke arah hidrokarbon yang lebih kecil dan lebih ringan seperti yang ditunjukkan di sini:

$$\text{Tar} \Rightarrow \left| \begin{array}{l} \text{Reforming} \\ \text{Thermal cracking} \\ \text{Steam cracking} \end{array} \right| \Rightarrow [CO_2 + CO + H_2 + CH_4 + \ldots + \text{Coke}]$$

Reformasi tar: Kita dapat menulis reaksi reformasi seperti dalam Persamaan. (9) dengan mewakili tar C*n*H*x*. Reaksi retak berlangsung di steam gasifikasi, dimana uap retak tar, memproduksi lebih sederhana dan lebih ringan molekul seperti H2 dan CO.

C n H x + n H2O → (n + x2) H2 + n CO (15**)**

Reformasi tar kering: reformasi reaksi kering terjadi saat CO2 adalah media gasifikasi. Tar tereduksi menjadi H2 dan CO (Persamaan 10). Reformasi kering lebih efektif dari pada *steam reforming* saat dolomit digunakan sebagai katalis (Sutton et al., 2001).

CnHx + n CO2 → (x 2) H2 + 2n CO (16**)**

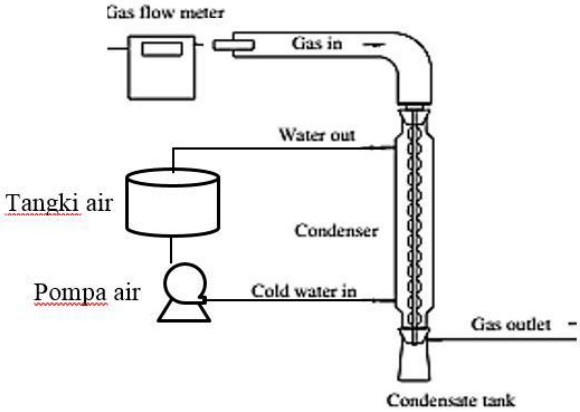
Retak termal: Retak termal dapat mengurangi tar, tetapi tidak attraktif sebagai reformasi karena memerlukan suhu tinggi (> 1100 ° C) dan menghasilkan jelaga (Dayton, 2002). Karena suhu ini lebih tinggi dari temperatur keluar gas untuk sebagian *gasifier* biomassa, pemanas eksternal atau generasi panas internal dengan penambahan oksigen mungkin diperlukan.

Steam cracking: Dalam *steam cracking*, tar diencerkan dengan uap dan sebentar dipanaskan dalam tungku tanpa adanya oksigen. Hidrokarbon jenuh dipecah menjadi hidrokarbon yang lebih kecil.

Untuk mengetahui kandungan tar dalam dalam *syngas* dapat diukur dengan alat ukur kondensator tar. Alat ukur kondensator tar diletakkan setelah *induced fan* atau bagian akhir dari reaktor gasifiksi. Peralatan pengambilan sampel tar terdiri dari kondenser tar, wadah tar, dan gas *flow meter* (gambar 3.1). Menurut Basu, 2010 tar dapat terkondensasi mulai temperatur 20oC. Berat tar yang terkumpul dapat diukur setelah cairan dalam gelas benar – benar kering dalam waktu tertentu. Kandungan tar kemudian dihitung mengunakan persamaan:

$$Kandungan\ tar = \frac{m_{tar}}{Volume\ syngas} \quad (17)$$

Dimana $m_{tar} = massa\ tar\ (kg)$ dan $Volume\ syngas\ (m^3)$



Gambar 2.10 Sistem Pengambilan Sampel *Tar* dalam *Syngas*

2.3.6 *Carbon Conversion Rate*

Carbon Conversion Rate (CCR) merupakan salah satu indikator yang penting untuk mengevaluasi dari performa gasifikasi. CCR adalah perbandingan antara kandungan *carbon* (C) pada biomassa dengan kandungan *carbon* (C) hasil gasifikasi yang dikonversikan menjadi *syngas*. Kandungan syngas berupa H2 + CO + CO2+ CH4 + H2O tetapi yang dilihat hanya yang terdapat

kandungan C (*carbon*). *Carbon Conversion Rate* (CCR) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (Wei-Hsin Chen, 2013):

$$CCR = \frac{m_{syngas}\left(\mathrm{YCO2}\frac{12}{22} + \mathrm{YCO}\,\frac{12}{28} + \mathrm{YCH4}\,\frac{12}{16}\right)}{\dot{m}\mathrm{biomass}\,.\mathrm{YC}} X\ 100\% \qquad (18)$$

Dimana:

$\dot{M}syngas$	: Laju alir massa syngas
$\dot{M}$biomass	: Laju alir massa biomassa
$YCO2$	: Fraksi massa CO2
YCO	: Fraksi massa CO
$YCH4$	: Fraksi massa CH4
YC	: Fraksi massa C

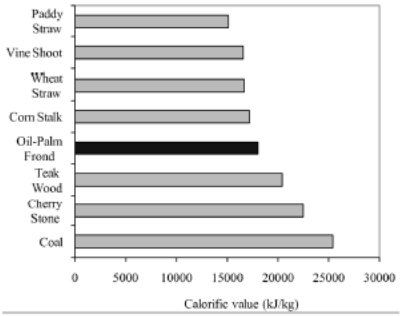
CCR adalah prosentase selisih nilai dari kandungan karbon pada biomassa (CO2, CO, dan CH4) dikurangi kandungan karbon pada *syngas*, jika haga CCR didapatkan 80% dapat diartikan bahwa kandungan karbon yang dikonversikan menjadi CO,CH4 dan CO2 dari biomassa menjadi *syngas* adalah sebesar 80 % dan sisa sebesar 20 % merupakan konversi karbon dari biomassa ke dalam bentuk yang lain seperti a*sh, char* dan tar.

2.4 Penelitian-Penelitian Terdahulu

2.4.1 Sulaiman S.A et al, 2014

Berdasarkan jurnal tulisan Sulaiman dkk, Menyimpulkan bahwa berdasarkan hasil pengujian *ultimae* dan *proximate*, bahwa pelepah kelapa sawit baik digunakan sebagai biomassa pada gasifikasi. Perbandingan pelepah kelapa sawit terhadap biomassa lain sebesar 43%. Pelepah kelapa sawit memiliki kadar sulfur yang lebih rendah sebesar 11%. Berdasarkan uji *proximate* pelepah kelapa sawit memiliki kadar air sebesar 4-7%, *volatile matter* sebesar 51%, dan kandungan abu sebesar 6%, sehingga dapat mengurangi permasalahan operasional. Total energi yang terkandung pada pelepah kelapa sawit sebesar 18,040 kJ/kg atau 4309 kcal/kg yang memiliki kesesuaian dengan kandungan biomassa lain seperti kayu maupun batu bara. Selain itu nyala api

hasil gasifikasi pada pelepah kelapa sawit lebih bersih dan berwarna biru.



Gambar 2.11 Nilai Kalor Pelepah Kelapa Sawit dibandingkan dengan Biomassa yang lain (S.A. Sulaiman et al, 2015)

2.4.2 Maulana, 2019

Berdasarkan penelitian Maulana, mengatakan bahwa setelah mempertimbangkan semua variasi dari AR pada *multi stage*, terdapat satu variasi yang paling optimal dan paling sesuai untuk AR yaitu perbandingan 1:7:2, dimana memiliki nilai LHV dan *Cold-Gas efficiency* yang paling tinggi dari antara variasi AR yang lain yaitu sebesar, 4524,97 kJ/kg dan 58,34%, dan kemudian memiliki nilai kandungan tar sebesar 73,83 mg/Nm^3 dan masih dibawah ambang batas nilai tar berdasarkan pengaplikasian ICE (Milne, et al, 1998), yaitu ambang batas 100 mg/Nm^3.

2.4.3 Striugas, 2014

Berdasarkan penelitian Striugas dkk, pada studi eksperimen tersebut melakukan variasi beredasarkan biomassa yang digunakan dan penambahan sistem kontrol. Penambahan sistem kontrol yang terpasang berbasis PID untuk mengendalikan temperatur proses, ketinggian biomassa dalam reaktor, dan sistem pembuangan arang, dengan menggunakan variabel termanipulasi yaitu udara untuk gasifikasi, laju masukkan biomassa, penyapu

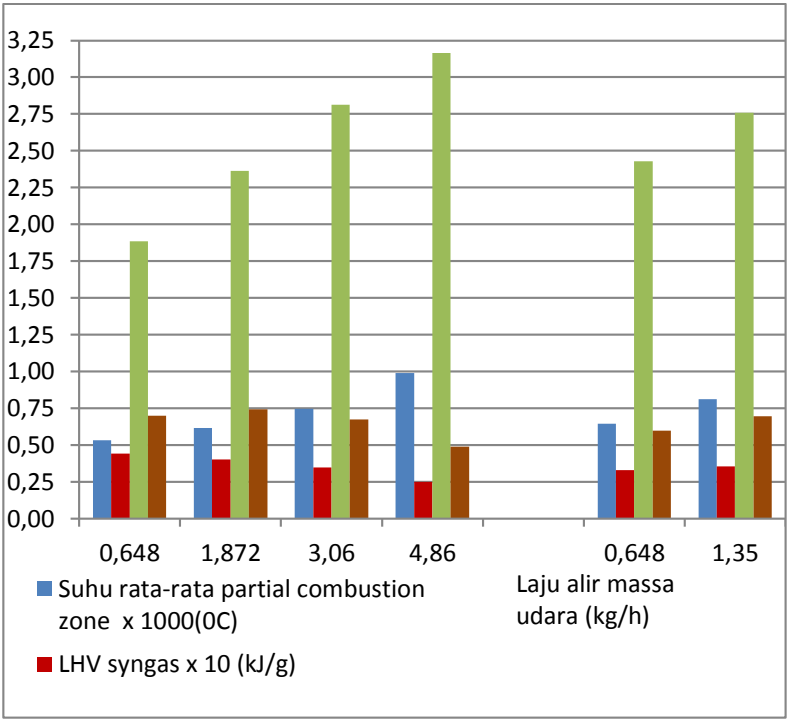
grade dan *conveyor*. Studi eksperimen yang dilakukan untuk mengevaluasi kerja produk gas dari reaktor gasifikasi *downdraft*. Eksperimen yang dilakukan dengan menggunakan bebeapa variasi biomassa dengan menggunakan pengaturan proses sistem kendali yang tidak berubah. Tujuannya adalah untuk mengetahui perbedaan parameter proses yang terjadi dan mengetahui apakah diperlukan pengaturan ulang untuk setiap penggantian biomassa agar kualitas dan kuantitas *syngas* tetap stabil.

Hasil dari penelitian mengindikasikan bahwa terdapat perbedaan yang signifikan pada temperatur proses, *pressure drop*, kandungan residu, selain itu jumlah gas dan energi yang dihasilkan bervariasi dan bergantung kepada biomassa yang digunakan. Walaupun terjadi perbedaan kualitas dan hasil akhir gas yang dihasilkan, tetapi terbukti dengan bermacam-macam biomassa yang digunakan dapat diproses dengan satu reaktor gasifikasi yang telah menggunakan pengendali otomatis tanpa mengubah pengaturan proses.

2.4.4 Indarto, 2016

Berdasarkan penelitian yang dilakukan Indarto, eksperimen yang dilakukan menggunakan biomassa *briket municipal solid waste* (*MSW*) dengan menggunakan sistem pengendali suhu otomatis terbukti dapat mempertahankan suhu kerja zona *partial combustion* sesuai dengan besarnya suhu yang digunakan sebagai *setpoint value* (batas). Penggunaan sistem pengendalian suhu secara otomatis pada zona *partial combustion* untuk proses gasifikasi *briket municipal solid waste* mempengaruhi nilai kualitas dari syngas yang dihasilkan, hal tersebut nampak pada perubahan nilai LHV (penurunan sebesar 25% pada setpoint value 500^0C dan peningkatan 29% pada setpoint value 750^0C) dan perubahan nilai efisiensi gasifikasi (penurunan sebesar 14% pada *setpoint value* 500^0C dan peningkatan sebesar 29% pada *setpoint value* 750^0C). Penggunaan sistem pengendalian suhu secara otomatis pada zona *partial combustion* untuk proses gasifikasi *briket municipal solid waste* memiliki korelasi dengan kapasitas gasifikasi yang nampak pada perubahan laju alir *syngas*

(peningkatan sebesar 29% pada setpoint value 500^{0}C dan peningkatan sebesar 2% pada setpoint value 750^{0}C) laju alir massa briket MSW (peningkatan sebesar 12% pada setpoint value 500^{0}C dan penurunan sebesar 2% pada setpoint value 750^{0}C).



Gambar 2.12 Perbandingan suhu operasional rata-rata zona partial combustion, nilai LHV syngas, laju alir massa syngas, dan efisiensi energi gasifikasi antara proses gasifikasi tanpa dan dengan pengendalian suhu otomatis (Indarto, 2016)

(*halaman ini sengaja dikosongkan)*

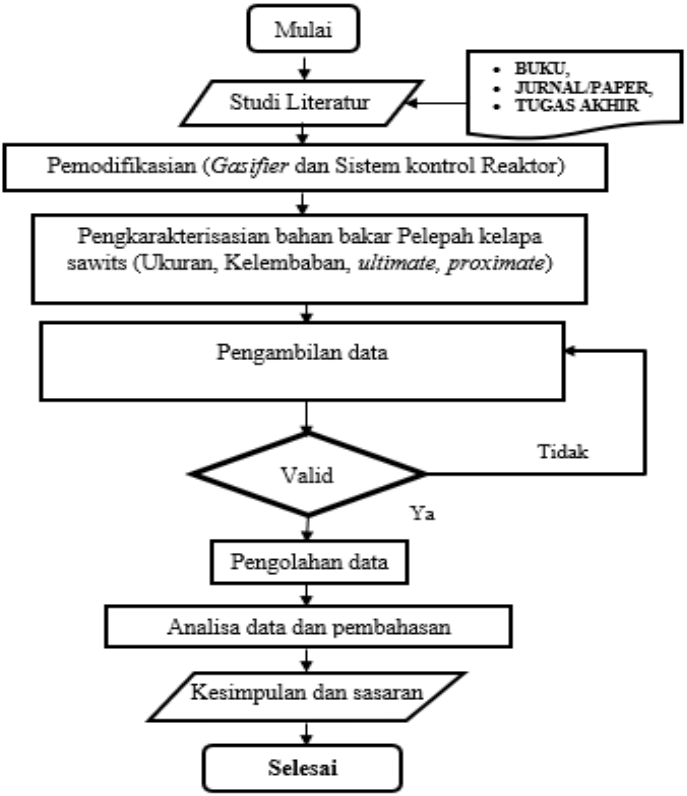
BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah metode eksperimental, dengan demikian dapat mengetahui kualitas *ash*, tar, dan *carbon reaction rate* dari gasifikasi tipe *downdraft*, dengan menggunakan media udara.

3.1 Rancangan Penelitian dan Flowchart

Berikut merupakan rancangan penelitian yang akan dilakukan :



Gambar 3.1 Gambar Flowchart Penelitian yang Dilakukan

3.1.1 Pembuatan Reaktor Gasifikasi

Reaktor dibuat dengan penambahan sistem kontrol berupa *Gasification Control Unit* (GCU) dimana berfungsi sebagai pengatur kecepatan putaran *blower* dan kecepatan pemakanan feeding. Dimana *output* berupa nilai temperatur dan *input* berguna untuk mengatur kecepatan *blower* dan kcepatan pemakanan.

3.1.2 Karakteristik Biomassa

Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah biomassa dari pelepah kelapa sawit. Bentuk bahan baku dari biomassa ini berupa batang pelepah yang dipisahkan dari daunnya. Kemudian dicacah menjadi potongan-potongan kecil menjadi ukuran sekitar 5cm. setelah di potong kemudian dimasukkan kedalam alat *crusher* dan diulang sampe didapatkan ukuran yang cukup halus. Kemudian hasil dari *crusher* dimasukkan kedalam mesin briket, dimana sebelum dimasukkan sebelumnya dicampurkan dengan air yang bertujuan untuk merekatkan hasil bentukan briket yang terjadi. Setelah terbentuk briket yang diharapkan lalu dijemur untuk mengurangi kandungan air yang terdapat pada briket untuk mencegah penurunan efektifitas pada saat proses gasifikasi.

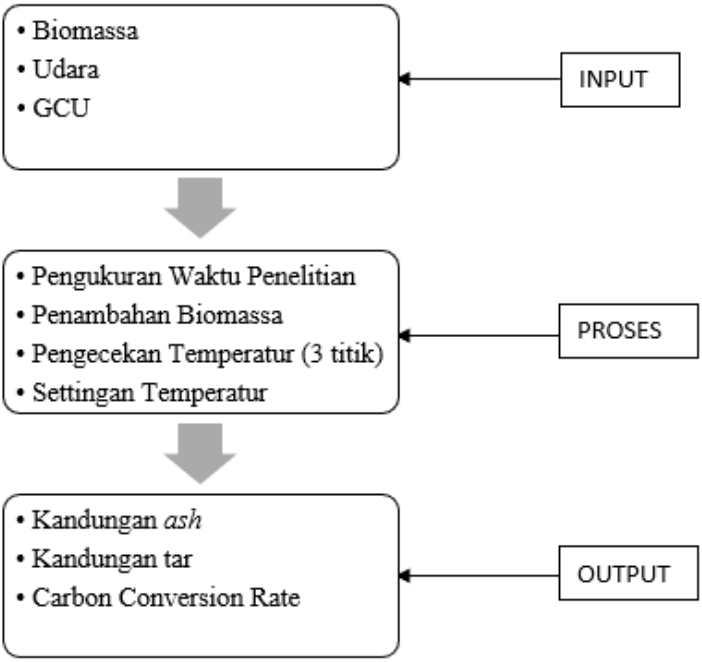
3.1.3 Pengambilan Data

Pada tahapan ini sebelum melakukan proses gasifikasi terlebih dahulu aliran udara massa yang masuk dari *blower* dihitung terlebih dahulu untuk menentukan variasi rasio udara yang masuk pada fase pirolisi, oksidasi, dan reduksi. Kemudian mengukur massa awal pelepah kelapa sawit yang dimmasukkan untuk dimana data tersebut akan digunakan pada perhitungan selanjutnya.

3.2 Rancangan Skema Pengujian

Tabel 3.1 Tabel Rancangan Pengujian

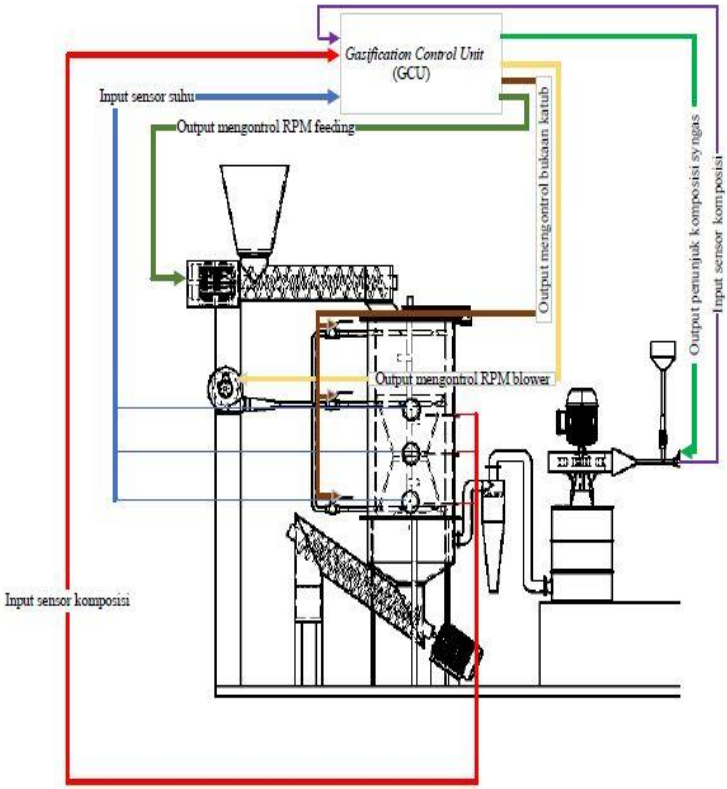
Aktivitas Pengujian	**Realisasi yang diharapkan**	**Hasil Pengujian**	**Kesimpulan**
Menyiapkan reaktor serta perlengkapan lain beserta GCU	Reaktor dapat menyala dan dapat bekerja dengan baik	Syngas dapat keluar	Diterima Ditolak
Pengujian pertama pada settingan temperatur 600 ^{0}C	Syngas dapat keluar dan dapat dilakukan pengambilan data	Dapat mengukur kandungan *ash*,tar, dan *carbon reaction rate*	Diterima Ditolak
Pengujian pertama pada settingan temperatur 700 ^{0}C	Syngas dapat keluar dan dapat dilakukan pengambilan data	Dapat mengukur kandungan *ash*,tar, dan *carbon reaction rate*	Diterima Ditolak
Pengujian pertama pada settingan temperatur 800 ^{0}C	Syngas dapat keluar dan dapat dilakukan pengambilan data	Dapat mengukur kandungan *ash*,tar, dan *carbon reaction rate*	Diterima Ditolak
Pengujian pertama pada settingan temperatur 900 ^{0}C	Syngas dapat keluar dan dapat dilakukan pengambilan data	Dapat mengukur kandungan *ash*,tar, dan *carbon reaction rate*	Diterima Ditolak
Pengujian pertama pada settingan temperatur 1000 ^{0}C	Syngas dapat keluar dan dapat dilakukan pengambilan data	Dapat mengukur kandungan *ash*,tar, dan *carbon reaction rate*	Diterima Ditolak



Gambar 3.2 Gambar Rancangan Pengujian

3.2.1 Skema Pengujian

Pada rancangan pengujian berikut berisi keterangan arah aliran *input* dan *output* dari proses pengujian dengan penambahan alat GCU (*Gasification Control Unit)*.



Gambar 3.3 Gambar Pengujian

3.2.2 Rancangan Pengujian

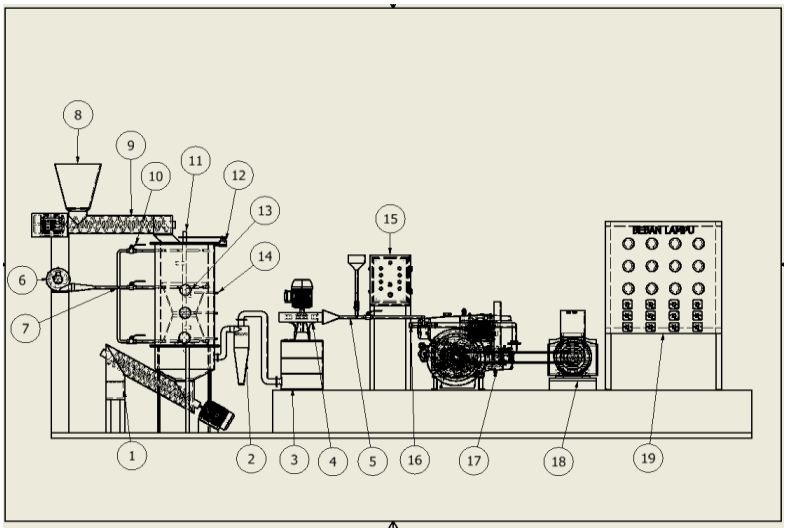
Tabel 3.2 Parameter yang Diukur

Parameter *Input*		**Parameter *Output***	
Variabel Konstan	**Variabel Terkontrol**	**Variabel Terukur**	**Variabel Terhitung**
• Dimensi Reaktor • Temperatur udara sekitar • Biomassa (Jenis, ukuran, jumlah total, kandungan air)	• Settingan Suhu Penelitian	• Jumlah Volume biomassa yang digunakan • Temperatur pada reaktor (3 titik) • Waktur Pengoperasian	• Kandungan *ash* • Kandungan tar • *Carbon reaction rate*

3.3 Alat dan Bahan

Alat dan bahan yang digunakan pada penelitian kali ini adalah :

3.3.1 Skema Gambar



Gambar 3.4 Rangkaian Eksperimen Gasifikasi tipe *Downdraft* dengan Penambahan GCU

3.3.2 Alat

1. Gasifier tipe *downdraft*
2. *Thermocouple* tipe K
   Thermocouple tipe K untuk mengukur suhu pada reaktor gasifikasi.

Gambar 3.5 Termokopel tipe K

3. *Pitot Static Tube* digunakan untuk mengukur laju alir massa media gasifikasi dan *syngas* . Data yang ditampilkan adalah perbedaan tekanan (δp) yang akan digunakan sebagai masukan pada perangkat data akuisisi yang telah terisi program untuk penghitungan laju alir massa. Pengukuran laju aliran massa akan dilakukan pada 2 titik, yaitu : (1) titik pertama pengukuran pada pipa inlet reaktor gasifikasi, untuk mengukur laju aliran massa udara sebagai media gasifikasi dan (2) titik kedua ditempatkan pada pipa outlet *water scrubber* untuk mengukur laju alir massa *syngas*.

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

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*)**

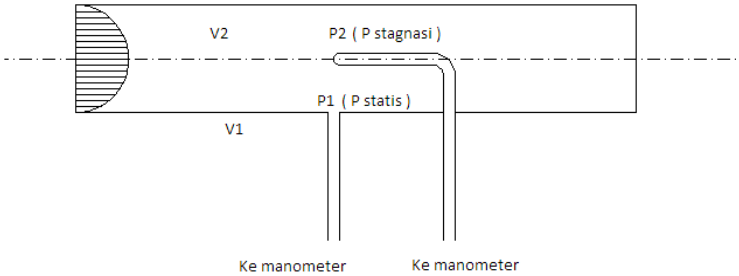
$$n = -1.7 + 1.8 \log Re_{vmax} \quad (3.3)$$

- **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 3.1 (a) *Pitot Tube* (b)Digital Manometer

4. Gas *analyze*r sukyoung SY-GA 401
   Gas cromatografi berfungsi untuk mengukur persentase volumetrik suatu senyawa, seperti CO, H_2, dan CH_4. Pengukuran dengan menggunakan alat ini akan dilakukan Laboraturium Lembaga Penelitian dan Pengabdian pada Masyarakat (LPPM) Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Gambar 3.7 *Gas Analyzer*

5. Timbangan untuk menimbang biomassa.

Gambar 3.8 Timbangan untuk Mengukur Berat Biomassa saat *Feeding*

6. *Tar Sampling Set* untuk mengukur dan menyaring getah tar.
7.

Gambar 3.9 *Sample Bag* digunakan Penyimpan *Syngas*, *Ash* dan *Tar*

3.3.3 Bahan

Bahan baku yang digunakan menjadi bahan bakar dalam penelitian ini adalah pelepah kelapa sawit yang diolah dan terbentuk menjadi pellet. Karakteristik pelet yang digunakan memiliki kandungan air yang rendah. Sebelum dilakukan percobaan biomassa pelepah kelapa sawit yang akan digunakan diuji terlebih dahulu dengan pengujian *proximate* dan *ultimate analysis* untuk mengetahui komposisi dari biomassa pelepah kelapa sawit.

Gambar 3.10 Pelepah Kelapa Sawit yang sudah Dibriket dan Dikeringkan

Tabel 3.3 Karakteristik Pelepah Kelapa Sawit (LPPM, ITS)

Parameters	Value
Ultimate Analysis (%)	
• Carbon	44.58
• Hydrogen	4.53
• Nitrogen	0.71
• Sulphur	0.07
• Oxygen	48.80
• HHV (MJ/kg)	17.28
Proximate Analysis (%)	
• Ash	4.50
• Volatile Matter	79.34
• Fixed Carbon	8.36
• Moisture	7.8

3.4 Metode Pengambilan Data

3.4.1 Prosedur Eksperimen

1 Pengecekan pada peralatan gasifikasi, mulai dari gasifikasi sampai pembersih.

2 Menghubungkan termokopel pada data logger dengan komputer yang digunakan dan memeriksa apakah kabel yang terpasang sudah sesuai dan tidak berada pada posisi yang salah.

3 Melakukan pengujian terhadap pipa-pipa dengan menutup saluran *inlet* dan *outlet* dan memasukan udara ke dalam *gasifer* dengan menggunakan *blower* pada setiap sambungan untuk mengetahui kebocoran, dengan menggunakan air sabun.

4 Pemasangan *Gasification Center Unit* (GCU) yang nantinya berfungsi sebagai pengatur kecepatan putaran *blower* yang bersifat kontinu agar *syngas* yang dihasilkan dapat stabil.

5 Penyalaan awal dimulai dengan memasukkan arang ke dalam reaktor sampai pada batas nozzle, untuk menghindari pembentukan tar dalam *gasifier* selama periode awal

6 Udara diinjeksikan kedalam reaktor dan udara diatur menggunakan katup sesuai dengan yang dibutuhkan.

7 Briket pelepa kelapa sawit dimasukkan ke dalam reaktor sampai penuh melalui bagian atas reaktor.

8 Mengatur variasi udara (*kg/s*) dengan cara diinjeksikan untuk setiap perubahan rasio udara (AR_{pir}). Suhu dipantau oleh data *logger* yang dikomunikasikan ke komputer untuk direkam. Sampel gas diambil setelah 5 menit untuk setiap variasi, sampling gas dikumpulkan dalam kantong gas dan dianalisis dengan GC. Volume *syngas* diukur dengan menghitung laju aliran *syngas* yang melewati pipa keluaran kemudian dikalikan dengan lama waktu gas yang melewati kondensor tar. Serta penyalaan *induction fan* yang berfungsi sebagai penghisap *syngas* yang dihasilkan.

9 Setelah proses gasifikasi berjalan GCU akan bekerja untuk mengatur agar temperatur yang dihasilkan dapat konstan sehingga *syngas* yang dihasilkan dapat berlangsung secara kontinu sampai pengambilan data atau jumlah *syngass* yang diingikan sudah tercapai.

10 *Ash* dan tar yang dihasilkan disimpan kedalam Kantung sampel untuk disimpan dan diukur kandungannya dengan menggunakan metode *Proximate analysis*.

3.4.2 Prosedur Pengambilan *Tar*

Proses pengambilan tar pada *syngas* sesuai dengan penelitian yang telah dilakukan (Brandt, P. 2000) menggunakan alat ukur berupa kondensator tar. Hasil gasifikasi berupa *syngas* dialirkan ke kondensator tar sebelum kondensator tar dipasang *gas flow meter* untuk mengukur debit *syngas*. Kemudian *syngas* masuk kondensator dari atas ke bawah, dimana di bagian bawahnya terdapat wadah tar yang berfungsi sebagai tempat penampungan tar yang telah terkondensasi. Saat *syngas* masuk kondensator, bersamaan pula air dialirkan ke kondensator dari bawah menuju atas. Tar dalam *syngas* terkondensasi pada temperatur 15-20℃ (Brandt, P. 2000), sehingga ditetapkan *syngas* yang keluar dari kondensator temperaturnya dipertahankan sebesar 15-20℃ agar tar dapat terkondensasi. Prosedur pengambilan kandungan tar dalam *syngas* menggunakan alat ukur berupa kondensator tar sebagai berikut:

1. Persiapkan peralatan seperti pompa air, tabung kondensator, tempat air, es, selang, dan wadah tar.
2. Periksa apakah pompa air dapat berjalan normal sehingga air dapat sirkulasi dalam tabung kondensator dengan baik.
3. Tunggu *syngas* sampai *flammable*, jika sudah *flammable* maka *syngas* dialirkan ke dalam tabung kondensator.
4. Nyalakan pompa air agar air dapat bersirkulasi supaya terjadi kondensasi antara air dengan *syngas* sehingga dipatkan tar yang terkondensasi.

5. Cek temperatur *syngas* yang keluar dari tabung kondensator, apabila suhu lebih besar dari 15-20°C maka temperatur air harus lebih dingin dengan menambah es sebagai media pendingin. Sedangkan jika temperaturnya kurang dari 15-20°C media pendinginannya yang berupa es dikurangi agar temperaturnya tetap 15-20°C.
6. Jika temperatur keluaran *syngasnya* sudah stabil di 15-20°C, maka pengambilan tar yang terkondensasi dapat dilakukan.
7. Timbang tar yang telah terkondensasi pada wadah tar.

3.4.3 Kondisi Eksperimen

Ada 5 variasi temperatur yang berbeda untuk diuji dalam percobaan ini, yaitu 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C. Semuanya diuji dalam kondisi rasio ekivalensi, ER sebesar 0,4. Udara masuk bervariasi dengan menggunakan katup gerbang yang dipasang di setiap saluran masuk. Jumlah udara yang mengalir ke setiap saluran diukur melalui manometer, dengan perbandinga udara adalah sebesar 1:7:2 pada fase pirolisi, oksidasi, dan reduksi.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini akan dibahas mengenai perhitungan – perhitungan yang diperlukan dalam penelitian. Untuk menentukan performa dari suatu *gasifier* dalam menghasilkan gas yang *flammable* dapat ditinjau dari beberapa parameter yaitu distribusi temperatur di dalam reaktor, kandungan tar dalam syngas, dan nilai *carbon convertion rate* yang dihasilkan oleh *gasifier* tersebut. Parameter inilah, yang nantinya akan memiliki nilai yang berbeda untuk tiap variasi settingan temperatur pada *gasifier* dengan mengubah putaran *blower*, sehingga kita dapat menentukan laju alir massa udara.

4.1 Karakteristik Pelet Pelepah Kelapa Sawit

Biomassa yang digunakan dalam penelitian ini adalah biomassa dari limbah perkebunan kelapa sawit yaitu bagian pelepah atau daunnya. Bentuk baku dari biomassa ini adalah berupa batangan dengan ukuran pangkal lebih besar dari ujungnya. Batang dan daun ini kemudian dicacah menggunakan mesin pencacah sehingga memiliki ukuran rata-rata tebal 2-5 mm dan panjang 5-10 mm dengan bentuk pipih. Setelah itu dilakukan pengeringan dengan menggunakan panas matahari selama 2-3 hari hingga kadar air mencapai 15% dan disimpan didalam karung plastik.

Gambar 4.1 Pelepah Kelapa Sawit yang Digunakan pada Penelitian

Selanjutnya dilakukan uji nilai kalor (*HHV*) untuk mengetahui nilai kalor dari bahan baku menggunakan *bomb calorimeter*. Analisis *ultimate* dilakukan untuk mengetahui *ash content, carbon content, dan volatile matter.* Analisis *proximate* dilakukan untuk mengetahui *elemental analisys* (karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen dan sulfur).

Tabel 4.1 Analisa *Proximate* dan *Ultimate* Pelepah Kelapa Sawit

Parameters	Value
Ultimate Analysis (%)	
• Carbon	44.58
• Hydrogen	4.53
• Nitrogen	0.71
• Sulphur	0.07
• Oxygen	48.80
• HHV (MJ/kg)	17.28

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

Untuk mencari nilai kalor bawah *syngas* digunakan persamaan sebagai berikut, dimana hg (panas laten) yang digunakan sebesar 2260 Kj/kg:

$$LHV = HHV - hg\left(\frac{9H}{100} + \frac{M}{100}\right)$$

Dimana:

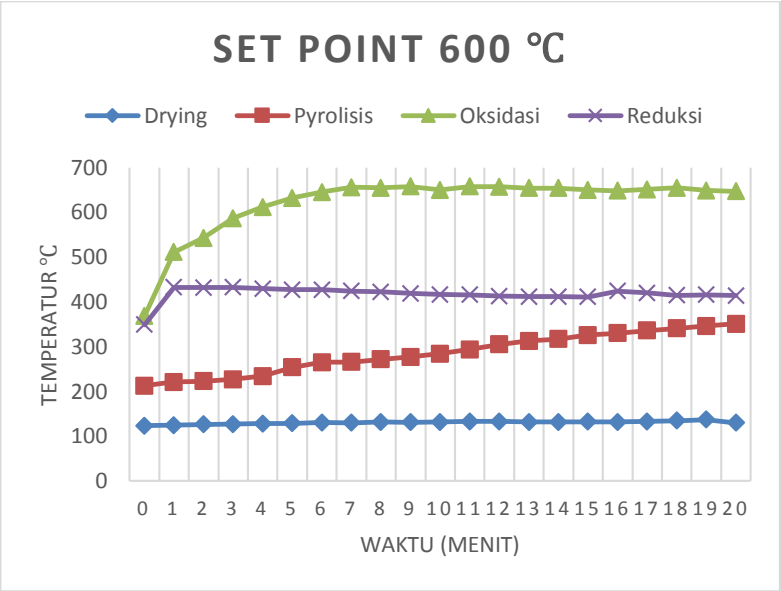
- LHV : Nilai Kalor Bawah (KJ/kg
- HHV : Nilai Kalor Atas (KJ/kg)
- H : persentasi Hidrogen (%)
- M : persentasi Moisture (%)
- hg : Panas Laten (KJ/kg)

LHV $= 17260\,\frac{kj}{kg} - 2260\,\frac{kj}{kg}\left(\frac{9x4.53}{100} + \frac{7.8}{100}\right)$

$= 15731\,\frac{kj}{kg}$

4.2 Distribusi Temperatur Gasifikasi

Pada penelitian ini dilakukan proses gasifikasi pada pelet pelepah kelapa sawit dengan melakukan variasi settingan temperatur dengan mengontrol kecepatan putaran *blower* dengan menggunakan *Gasification Control Unit*. Settingan temperatur dilakukan pada 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C. Data dan distribusi temperatur gasifikasi hasil penelitian sebagai berikut.

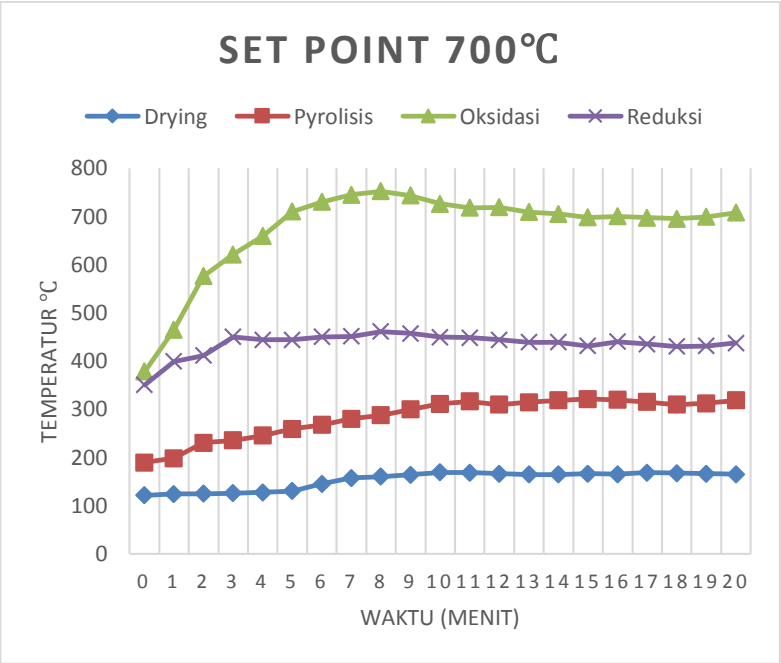


Gambar 4.2 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 600^0C

Pada *set point* temperatur 600^0C pada zona oksidasi temperatur naik seiring dengan berjalannya waktu, pada saat akan mencapai *set point* 600^0C kecepatan *blower* semakin menurun, hal ini bertujuan untuk mengurangi laju aliran udara yang masuk sehingga temperatur pada zona oksidasi diharapkan dapat stabil pada kisaran 600^0C. Pada saat zona oksidasi mencapai temperatur sekitar 600^0C *blower* akan berputar pada kecepatan yang paling rendah sehingga laju aliran udara yang masuk akan semakin berkurang, pada saat ini temperatur pada zona oksidasi dapat dipertahankan beberapa saat hingga akhirnya temperatur akan terus menurun disebabkan laju aliran udara yang masuk ke dalam reaktor tidak cukup untuk memanaskan reaktor. Pada saat temperatur zona oksidasi menurun GCU akan memerintahkan *blower* untuk menaikkan kecepatannya secara perlahan-lahan hingga temperatur pada zona oksidasi akan naik kembali dan

apabila temperatur sudah melewati sudah melewati *set point* maka kecepatan *blower* akan turun. Siklus berikut akan terus terjadi apabila *set point* yang ditentukan pada 600^{0}C dimana GCU akan mengatur kecepatan *blower* agar temperatur pada zona oksidasi dapat bertahan pada kisaran 600^{0}C.

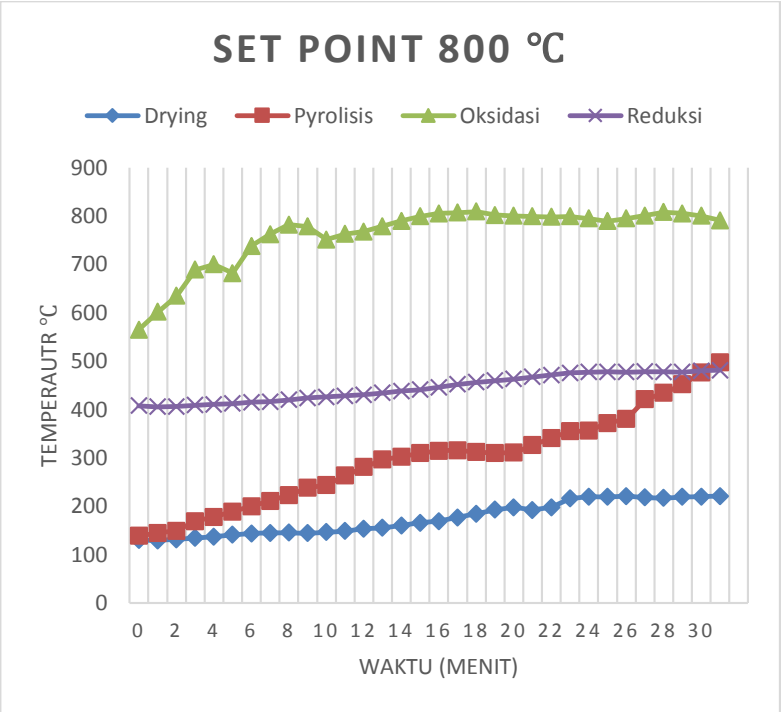
Temperatur pada zona *drying* terlihat memiliki *trendline* yang lurus atau konstan dari menit ke 0-20. Dimana pada zona *drying* nilai temperaturnya sekitar 120^{0}C – 130 ^{0}C, kemudian pada zona *pyrolisis* terlihat terus mengalami kenaikan nilai dari menit ke 0 – 20, nilai kenaikannya mulai dari sekitar 213^{0}C – 351^{0}C. Zona reduksi terlihat memiliki *trendline* yang lurus mulai dari menit 2 – 20 dengan temperatur sekitar 410^{0}C – 430^{0}C.



Gambar 4.3 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 700^{0}C

Pada *set point* temperatur 700^0C pada zona oksidasi temperatur naik seiring dengan berjalannya waktu, pada saat akan mencapai *set point* 700^0C kecepatan *blower* semakin menurun, hal ini bertujuan untuk mengurangi laju aliran udara yang masuk sehingga temperatur pada zona oksidasi diharapkan dapat stabil pada kisaran 700^0C. Pada saat zona oksidasi mencapai temperatur sekitar 700^0C *blower* akan berputar pada kecepatan yang paling rendah sehingga laju aliran udara yang masuk akan semakin berkurang, pada saat ini temperatur pada zona oksidasi dapat dipertahankan beberapa saat hingga akhirnya temperatur akan terus menurun disebabkan laju aliran udara yang masuk ke dalam reaktor tidak cukup untuk memanaskan reaktor. Pada saat temperatur zona oksidasi menurun GCU akan memerintahkan *blower* untuk menaikkan kecepatannya secara perlahan-lahan hingga temperatur pada zona oksidasi akan naik kembali dan apabila temperatur sudah melewati sudah melewati *set point* maka kecepatan *blower* akan turun. Siklus berikut akan terus terjadi apabila *set point* yang ditentukan pada 700^0C dimana GCU akan mengatur kecepatan *blower* agar temperatur pada zona oksidasi dapat bertahan pada kisaran 700^0C.

Temperatur pada zona *drying* terlihat memiliki *trendline* yang lurus atau konstan dari menit ke 0 – 20. Dimana pada zona *drying* nilai temperaturnya sekitar 130^0C – 160^0C, kemudian pada zona *pyrolisis* terlihat mengalami kenaikan nilai dari menit ke 0 – 20, nilai kenaikannya mulai dari sekitar 190^0C – 318^0C. Zona reduksi terlihat memiliki nilai yang berubah mulai dari menit 1 – 20 dengan temperatur sekitar 350^0C – 437^0C.

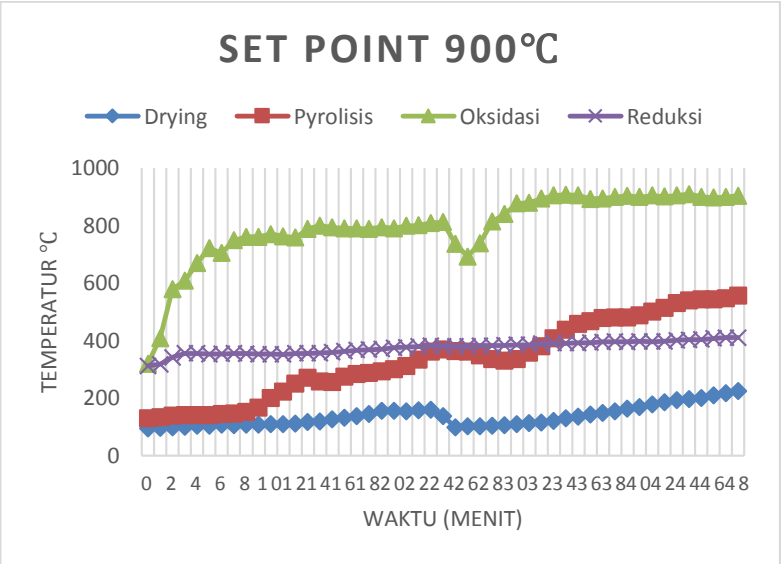


Gambar 4.4 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 800^{0}C

Pada *set point* temperatur 800^{0}C pada zona oksidasi temperatur naik seiring dengan berjalannya waktu, pada saat akan mencapai *set point* 800^{0}C kecepatan *blower* semakin menurun, hal ini bertujuan untuk mengurangi laju aliran udara yang masuk sehingga temperatur pada zona oksidasi diharapkan dapat stabil pada kisaran 800^{0}C. Pada saat zona oksidasi mencapai temperatur sekitar 800^{0}C *blower* akan berputar pada kecepatan yang paling rendah sehingga laju aliran udara yang masuk akan semakin berkurang, pada saat ini temperatur pada zona oksidasi dapat dipertahankan beberapa saat hingga akhirnya temperatur akan terus menurun disebabkan laju aliran udara yang masuk ke dalam

reaktor tidak cukup untuk memanaskan reaktor. Pada saat temperatur zona oksidasi menurun GCU akan memerintahkan *blower* untuk menaikkan kecepatannya secara perlahan-lahan hingga temperatur pada zona oksidasi akan naik kembali dan apabila temperatur sudah melewati sudah melewati *set point* maka kecepatan *blower* akan turun. Siklus berikut akan terus terjadi apabila *set point* yang ditentukan pada 800^{0}C dimana GCU akan mengatur kecepatan *blower* agar temperatur pada zona oksidasi dapat bertahan pada kisaran 800^{0}C.

Temperatur pada zona *drying* terlihat mengalami kenaikan dari menit ke 0 – 31. Dimana pada zona *drying* nilai temperaturnya sekitar 130^{0}C – 220^{0}C, kemudian pada zona *pyrolisis* terlihat mengalami kenaikan nilai dari menit ke 0 – 31, nilai kenaikannya mulai dari sekitar 140^{0}C – 490^{0}C. Zona reduksi terlihat mengalami kenaikan yang sedikit dibandingkan dengan zona-zona yang lain yaitu dengan temperatur sekitar 410^{0}C – 480^{0}C.



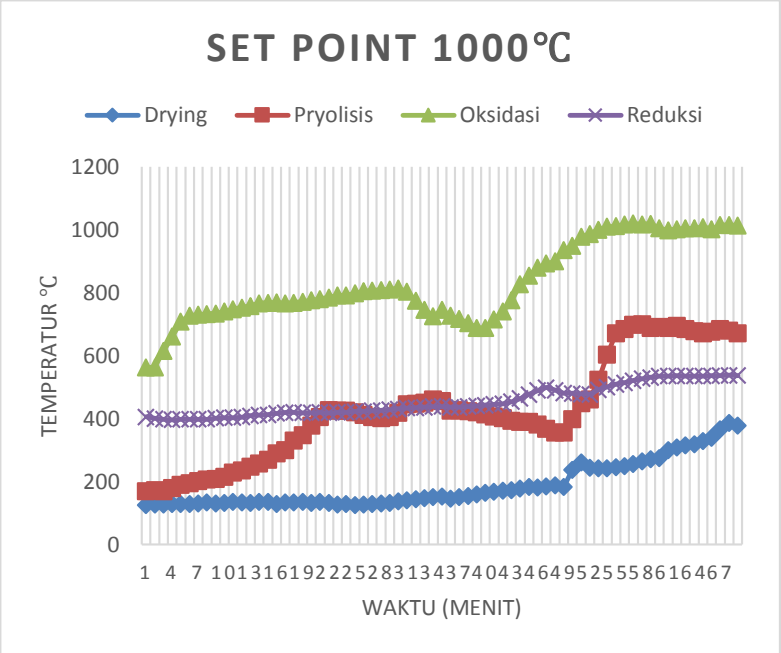
Gambar 4.5 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 900^{0}C

Pada *set point* temperatur 900^0C pada zona oksidasi temperatur naik seiring dengan berjalannya waktu, namun pada menit ke 13-23 temperatur tidak mengalami kenaikan melainkan tetap bertahan pada nilai sekitar 790^0C-810^0C, sedangkan *blower* masih berputar dengan *duty cycle* sebesar 100%. Sehingga diasumsikan bahwa biomassa pada reaktor telah habis dan perlu dilakukannya *feeding* agar proses *setting point* dapat mencapai temperatur 900^0C. Saat dilakukan *feeding* terlihat bahwa temperatur sempat menurun hingga mencapai temperatur sekitar 692^0C, kejadian ini merupakan hal yang wajar karena pada saat *feeding* kecepatan *blower* diturunkan guna menghindari kepulan asap yang keluar dari tempat pemasukan biomassa. Setelah selesai melakukan *feeding set point* kembali diatur menjadi 900^0C dan terlihat bahwa temperatur terus mengalami kenaikan hingga mencapai temperatur 900^0C.

Pada saat akan mencapai *set point* 900^0C kecepatan *blower* semakin menurun, hal ini bertujuan untuk mengurangi laju aliran udara yang masuk sehingga temperatur pada zona oksidasi diharapkan dapat stabil pada kisaran 900^0C. Pada saat zona oksidasi mencapai temperatur sekitar 900^0C *blower* akan berputar pada kecepatan yang paling rendah sehingga laju aliran udara yang masuk akan semakin berkurang, pada saat ini temperatur pada zona oksidasi dapat dipertahankan beberapa saat hingga akhirnya temperatur akan terus menurun disebabkan laju aliran udara yang masuk ke dalam reaktor tidak cukup untuk memanaskan reaktor. Pada saat temperatur zona oksidasi menurun GCU akan memerintahkan *blower* untuk menaikkan kecepatannya secara perlahan-lahan hingga temperatur pada zona oksidasi akan naik kembali dan apabila temperatur sudah melewati sudah melewati *set point* maka kecepatan *blower* akan turun. Siklus berikut akan terus terjadi apabila *set point* yang ditentukan pada 900^0C dimana GCU akan mengatur kecepatan *blower* agar temperatur pada zona oksidasi dapat bertahan pada kisaran 900^0C.

Temperatur pada zona reduksi terlihat mengalami sedikit kenaikan dari menit ke 0-48 dengan kenaikan dari 312^0C-410^0C.

Kemudian pada zona *drying* temperatur tergolong stabil sampai menit ke 12 dan kemudian mengalami kenaikan hingga menit 23 dan pada saat dilakukan *feeding* terlihat temperatur *drying* mengalami penurunan dengan nilai sebesar 100^0C, kemudian setelah *feeding* selesai dan *set point* kembali diatur temperatur kembali mengalami kenaikan hingga menit 48 dengan nilai akhir sebesar 223^0C. Pada zona *pyrolisis* temperatur mengalami perubahan nilai yang fluktuatif mulai dari menit ke 0 sampai menit ke 48. Kemudian pada saat mencapai menit 32 temperatur *pyrolisis* melewati temperatur zona reduksi, hal ini terjadi bertujuan untuk mengurangi jumlah tar yang terbentuk pada saat proses pembakaran dan hal ini diperlukan guna mengurangi kandungan tar yang terdapat pada *syngas* yang dihasilkan.



Gambar 4.6 Distribusi Suhu Gasifikasi dengan *Set Point* 1000^0C

Pada *set point* temperatur 1000^0C pada zona oksidasi temperatur naik seiring dengan berjalannya waktu, namun pada menit ke 13-29 temperatur tidak mengalami kenaikan melainkan tetap bertahan pada nilai sekitar 770^0C-810^0C, sedangkan *blower* masih berputar dengan *duty cycle* sebesar 1000%. Sehingga diasumsikan bahwa biomassa pada reaktor telah habis dan perlu dilakukannya *feeding* agar proses *setting point* dapat mencapai temperatur 1000^0C. Saat dilakukan *feeding* terlihat bahwa temperatur sempat menurun hingga mencapai temperatur sekitar 6882^0C, kejadian ini merupakan hal yang wajar karena pada saat *feeding* kecepatan *blower* diturunkan guna menghindari kepulan asap yang keluar dari tempat pemasukan biomassa. Setelah selesai melakukan *feeding set point* kembali diatur menjadi 1000^0C dan terlihat bahwa temperatur terus mengalami kenaikan hingga mencapai temperatur 1000^0C.

Pada saat akan mencapai *set point* 1000^0C kecepatan *blower* semakin menurun, hal ini bertujuan untuk mengurangi laju aliran udara yang masuk sehingga temperatur pada zona oksidasi diharapkan dapat stabil pada kisaran 1000^0C. Pada saat zona oksidasi mencapai temperatur sekitar 1000^0C *blower* akan berputar pada kecepatan yang paling rendah sehingga laju aliran udara yang masuk akan semakin berkurang, pada saat ini temperatur pada zona oksidasi dapat dipertahankan beberapa saat hingga akhirnya temperatur akan terus menurun disebabkan laju aliran udara yang masuk ke dalam reaktor tidak cukup untuk memanaskan reaktor. Pada saat temperatur zona oksidasi menurun GCU akan memerintahkan *blower* untuk menaikkan kecepatannya secara perlahan-lahan hingga temperatur pada zona oksidasi akan naik kembali dan apabila temperatur sudah melewati sudah melewati *set point* maka kecepatan *blower* akan turun. Siklus berikut akan terus terjadi apabila *set point* yang ditentukan pada 1000^0C dimana GCU akan mengatur kecepatan *blower* agar temperatur pada zona oksidasi dapat bertahan pada kisaran 1000^0C.

Temperatur pada zona reduksi terlihat mengalami sedikit kenaikan dari menit ke 0-68 dengan kenaikan dari 405^0C-537^0C.

Kemudian pada zona *drying* temperatur tergolong stabil sampai menit ke 19 dan kemudian mengalami punurunan hingga menit 48 dan pada saat dilakukan *feeding* terlihat temperatur *drying* terlihat stabil, kemudian pada menit ke 49 temperatur mengalami kenaikkan hingga menit ke 68 dengan nilai akhir sebesar 377^{0}C. Pada zona *pyrolisis* temperatur mengalami perubahan nilai yang fluktuatif mulai dari menit ke 0 sampai menit ke 68. Kemudian pada saat mencapai menit 30 temperatur *pyrolisis* melewati temperatur zona reduksi, hal ini terjadi bertujuan untuk mengurangi jumlah tar yang terbentuk pada saat proses pembakaran dan hal ini diperlukan guna mengurangi kandungan tar yang terdapat pada *syngas* yang dihasilkan.

4.3 Analisa Kandungan *Tar*

Pada penelitian kali ini akan melihat jumlah kandungan tar dalam gas menggunakan masukan udara bertingkat. Kandungan tar dapat diukur dengan menggunakan teknik brandt, menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Kandungan tar} = \frac{m_{tar}}{\text{Vsampling gas}}$$

Tabel 4.2 Perhitungan Kandungan *Tar* pada tiap *Set Point*

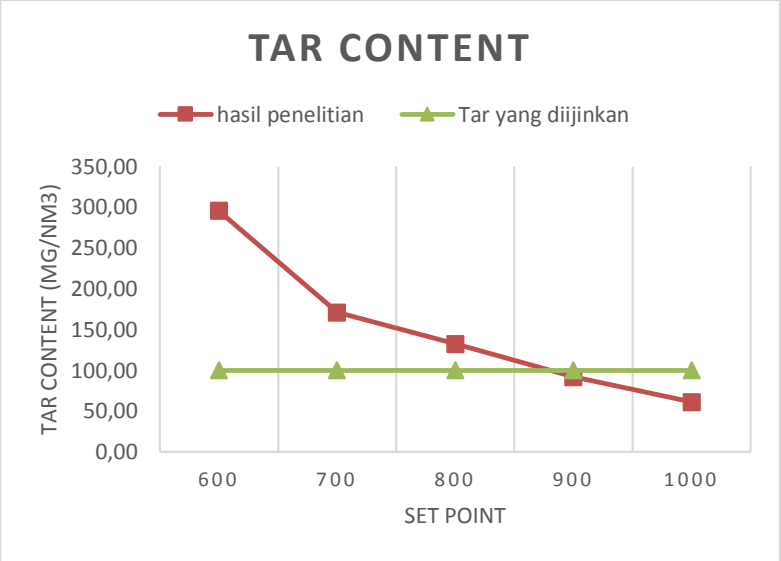
Set Point	m tar (mg)	Volume *syngas* selama 5 menit	Tar (mg/Nm^3)
600^{0}C	329	1.113	295.59
700^{0}C	206	1.205	170.95
800^{0}C	172	1.298	132.51
900^{0}C	125	1.361	91.844
1000^{0}C	91	1.493	60.95

Kandungan tar tiap-tiap *set point* dapat dihitung menggunakan persamaan, sebagai berikut dengan contoh pada *set poin* 600^{0}C:

$$\text{Kandungan tar} = \frac{m_{tar}}{\text{Vsampling gas}}$$

$$\text{Kandungan tar} = \frac{329}{1.113\ \text{m3}}$$

$$\text{Kandungan tar} = 295.59\ \text{mg/Nm3}$$



Gambar 4.7 Grafik *Set Point* Temperatur terhadap *Tar Content*

Dari gambar 4.7 diatas, menunjukkan bahwa kandungan tar tertinggi didapatkan pada *set point* 600^{0}C memiliki nilai sebesar 295.59 mg/Nm^3, dimana pada *set point* 600^{0}C memiliki nilai distribusi temperatur pada masing-masing zona masih terlalu rendah sehingga kandungan tar yang dihasilkan masih tinggi. Sedangkan pada *set point* temperatur yang semakin meningkat kandungan tar yang dihasilkan semakin berkurang dimana pada *set point* 700^{0}C, 800^{0}C, 900^{0}C, 1000^{0}C, kandungan tar yang dihasilkan

secara berurutan sebesar 170.95 mg/Nm^3, 132.51 mg/Nm^3, 91.844 mg/Nm^3, 60.95 mg/Nm^3. Hasil ini menunjukkan hubungan antara kenaikan temperatur dengan jumlah kandungan tar yang dihasilkan, dimana ketika temperatur semakin meningkat maka distribusi temperatur pada masing-masing zona semakin baik sehingga tar yang dihasilkan ikut menurun. Hal ini disebabkan karena pada suhu tinggi dapat membantu meningkatkan retak tar di zona oksidasi. Pada kondisi ini proses pemecahan tar primer akan mulai mengalami perubahan dan lebih banyak membentuk molekul yang lebih ringan yang disebut tar sekunder. Ketika tar sekunder melewati zona oksidasi maka akan terjadi proses *thermal cracking* dan kemudian akan terbentuk tar tersier yang lebih ringan. Berdasarkan data diatas dapat dilihat bahwa *set point* 600^{0}C, 700^{0}C, 800^{0}C, memiliki nilai tar yang melebihi batas ambang tar yang diijinkan. Apabila kandungan tar yang dihasilkan melebihi batas ambang tar yang diijinkan maka kandungan *syngas* yang dihasilkan kurang baik karena dapat mempengaruhi performa mesin yang dijalankan.

4.4 Analisa *Carbon Conversion Rate*

Carbon Conversion Rate (CCR) merupakan salah satu indikator yang digunakan untuk mengevaluasi dari performa gasifikasi. CCR adalah perbandingan antara kandungan *carbon* (C) pada biomassa dengan kandungan *carbon* (C) hasil gasifikasi yang dikonversikan menjadi *syngas*.

Tabel 4.3 Komposisi *Syngas*

Set Point (^{0}C)	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	1.69	13.01	46.78	3.10

Berikut contoh perhitungan pada *Set Point* dengan temperatur *syngas* sebesar 50^{0}C, massa jenis masing – masing senyawa diperoleh dari *Tabel A.4 Thermophysical properties of gases at atmospheric pressure.*

CO dengan ρ = 1,0521 kg/m^3
CH4 dengan ρ = 0,5109 kg/m^3
CO2 dengan ρ = 1,6601 kg/m^3

Perhitungan massa dari CO, CH4, CO2 sebesar :

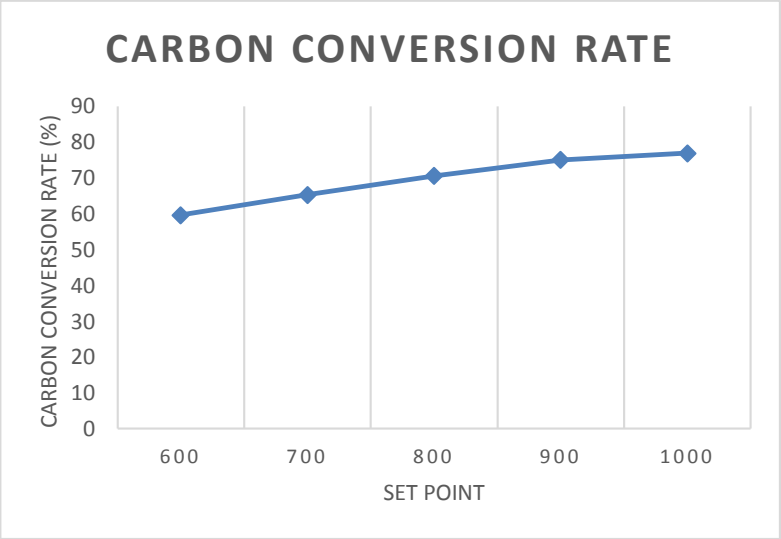
Massa = massa jenis x volume
Massa CO = 1,0521 kg/ m^3 x 13.79/100 m^3
= 0.145 kg
Massa CH4 = 0,5109 kg/ m^3 x 8.79/100 m^3
= 0.0449 kg
Massa CO2 = 1,6601 kg/ m^3 x 7.92/100 m^3
= 0.131 kg

Maka nilai *carbon conversion rate* dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$CCR = \frac{m_{syngas}\left(\mathrm{YCO2}\,\frac{12}{22} + \mathrm{YCO}\,\frac{12}{28} + \mathrm{YCH4}\,\frac{12}{16}\right)}{\dot{m}\mathrm{biomass}\,.\,\mathrm{YC}} X\ 100\%$$

$$CCR = \frac{0.0061\,\frac{kg}{s}\,.\left(0.131\,\frac{12}{22} + 0.145\,\frac{12}{28} + 0.0449\,\frac{12}{16}\right)}{0.00229\,\frac{kg}{s}\,.\,0.4485} X\ 100\%$$

$$CCR = 68.99\ \%$$



Gambar 4.8 Grafik *Set Point* Temperatur terhadap *Carbon Conversion Rate*

Pada gambar 4.8 menunjukkan pengaruh dari *Set point* terhadap *carbon conversion rate*. Ketika *Set point* 600^{0}C karbon yang terdapat dalam pelet pelepah kelapa sawit menjadi s*yngas* sebesar 58.6%, sedangkan untuk *Set Point* 700^{0}C; *Set point* 800^{0}C; *Set point* 900^{0}C; *Set point* 1000^{0}C berturut – turut sebesar 65.3%; 70.5%; 75.0%; 76.8%. Dengan memberi *set point* temperatur dapat

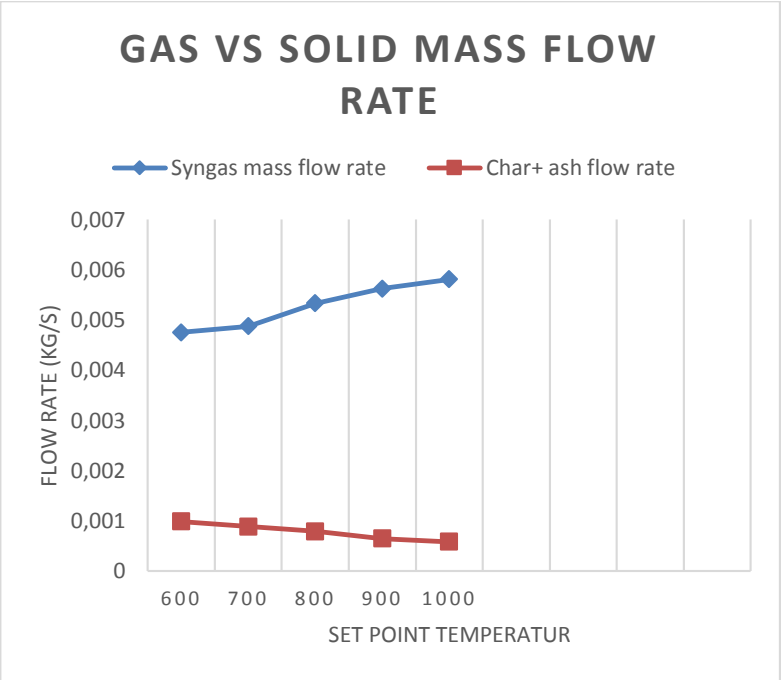
dilihat karbon dari pelet pelepah kelapa sawit yang dapat dikonversikan menjadi *syngas* juga berubah. *Carbon conversion rate* merupakan salah satu indikator performa gasifikasi. Pada saat *set point* 600^0C nilai CCR yang terkonversi merupakan nilai yang paling rendah dan pada saat *set point* 1000^0C nilai CCR yang terkonversi merupakan nilai yang paling tinggi, akan tetapi nilai CCR yang tinggi belum tentu mengindikasikan perfoma yang baik karena perlu dilihat kembali rasio antara CO_2, CO dan CH_4. Kandungan CO dan CH_4 merupakan *flammable* gas sedangkan kandungan CO_2 merupakan *unflammable* gas.

4.5 Analisa Kesetimbangan Massa dan *Ash*

Analisa kesetimbangan massa dilakukan pada reaktor gasifikasi dengan melihat perubahan pada *input* dan *output* yang terjadi. Laju alir massa dari gas produksi dapat menjadi salah satu variabel dalam perhitungan kesetimbangan massa. Berikut merupakan hasil perhitungan laju produksi dari gas, char dan abu:

Tabel 4.4 Laju Produksi Gas dan Padat

Set Point	Syngas delta P (in hg)	Syngas density (kg/m3)	Syngas mass flow (kg/s)	Char+ash mass flow (kg/s)
600	0.012	1.0538	0.0047563	0.0009857
700	0.013	1.0489	0.0048772	0.0008865
800	0.015	1.0092	0.0053342	0.0007917
900	0.017	1.0096	0.0056234	0.0006462
1000	0.018	1.03	0.0058126	0.0005821



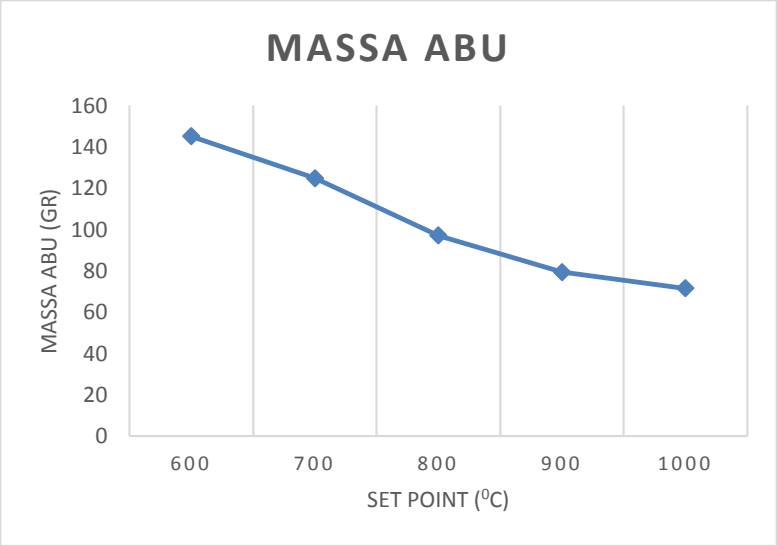
Gambar 4.9 Grafik Laju Alir Massa Gas vs Massa Padat

Perubahan yang terjadi laju produksi gas mengartikan bahwa terjadinya perubahan pada laju aliran padat pada *output* gasifikasi. Hal ini terjadi karena adanya kesetimbangan massa. Persamaan dari kesetimbangan massa pada proses gasifikasi adalah sebagai berikut:

$$\Sigma\ massamasuk = \Sigma\ massamasuk$$
$$\dot{m}udara + \dot{m}biomassa = \dot{m}syngas + \dot{m}ash + \dot{m}char$$

Pada tabel 4.3 kesetimbangan massa tidak terjadi, dimana nilai laju aliran yang masuk ≠ nilai laju aliran keluar. Laju aliran massa yang keluar memiliki nilai lebih kecil dibandingakan dengan

laju aliran massa masuk. Hal ini terjadi karena adanya *losses* yang terjadi pada sistem gasifikasi antara lain pada bagian; *cyclone*, *dry filter*, serta *losses mayor* dan *minor* pada perpipaan dan *elbow*.

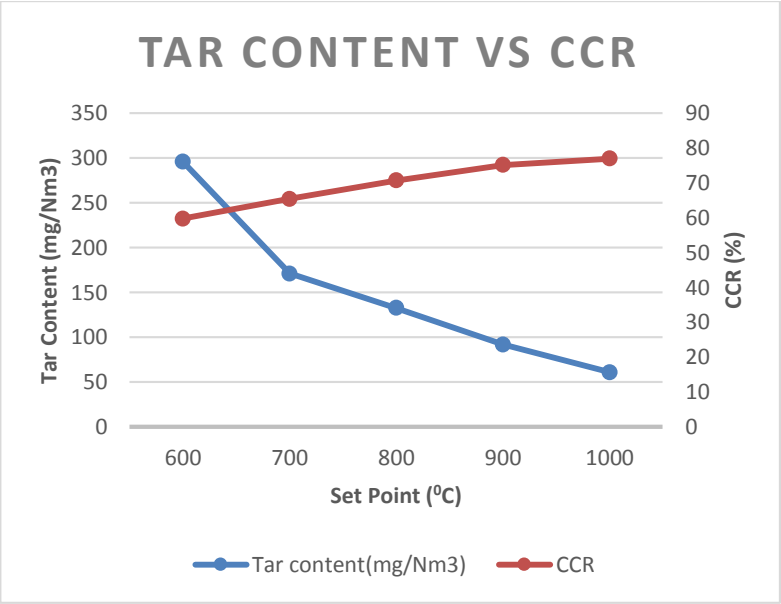


Gambar 4.10 Grafik Hasil Massa Abu (gr)

Pada gambar 4.10 diatas dapat dilihat bagimana nilai massa abu yang dihasilkan pada saat melakukan penelitian. Pada *set point* 700^{0}C nilai massa abu yang dihasilkan adalah 145,03 gr, kemudian untuk *set point* 800^{0}C; 900^{0}C; 1000^{0}C; berturut - turut nilai massa abu yang dihasilkan adalah 124,75 gr; 97,00 gr; 79,32 gr; 71,39 gr. Pada *set point* 700^{0}C nilai massa abu yang dihasilkan paling tinggi dan nilai masssa abu yang dihasilkan terus menurun hingga *set point* 1000^{0}C. Pada *set point* 600^{0}C abu yang dihasilkan lebih tinggi karena temperatur pada zona oksidasi lebih rendah sehingga karbon yang tidak terkonversi berubah menjadi abu. Kemudian pada *set point* 1000^{0}C komponen carbon lebih banyak teroksidasi dan terkonversi menjadi gas yaitu CO, CO_2, dan CH4.

4.6 Analisa *Tar Content* dan CCR

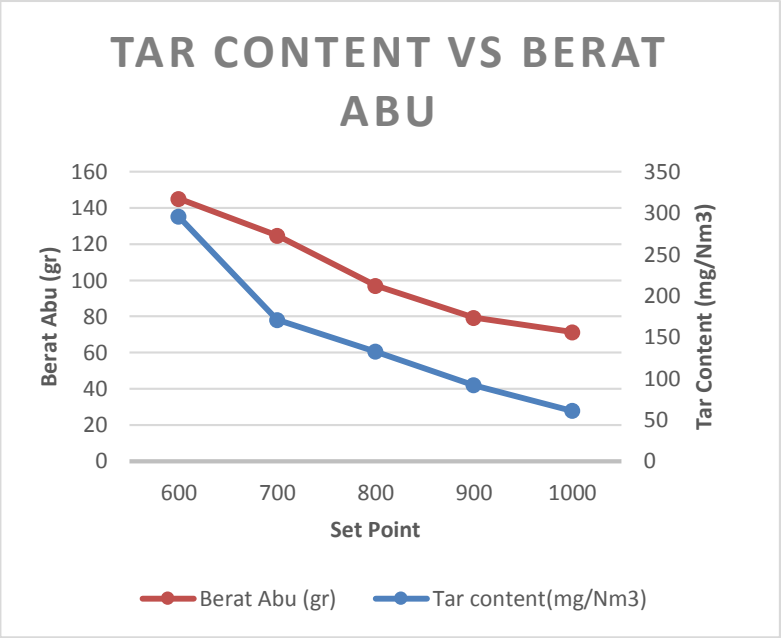
Analisa Tar *content* dan CCR dapat dilihat pada gambar 4.11 dimana terlihat perbandingan antara Tar *content* dan CCR dilakukan berdasarkan *set point* temperatur yang diberikan. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai Tar *content* berturut – turut sebesar 295.59 mg/Nm^3, 170.95 mg/Nm^3, 132.51 mg/Nm^3, 91.84 mg/Nm^3, 60.95 mg/Nm^3. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai CCR berturut – turut sebesar 59.66%, 65.32%, 70.59%, 75.05%, 76.89%. Dapat dilihat bahwa hubungan antara nilai Tar *content* dan CCR berhubungan dimana ketika *set point* yang semakin naik nilai dari Tar *content* semakin menurun dan nilai dari konversi karbon dari biomassa ke syngas nilainya semakin naik dan dapat diartikan antara nilai Tar *content* dan CCR berhubungan dengan naiknya temperatur.



Gambar 4.11 Grafik *Tar Content* vs CCR

4.7 Analisa *Tar Content* vs Berat Abu

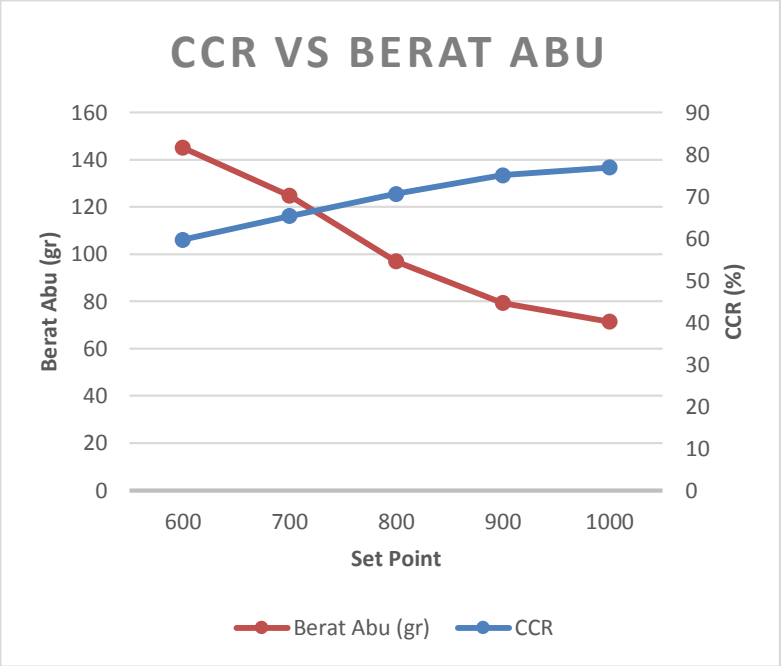
Analisa Tar *content* dan berat abu dapat dilihat pada gambar 4.12 dimana terlihat perbandingan antara Tar *content* dan berat abu dilakukan berdasarkan *set point* temperatur yang diberikan. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai Tar *content* berturut – turut sebesar 295.59 mg/Nm^3, 170.95 mg/Nm^3, 132.51 mg/Nm^3, 91.84 mg/Nm^3, 60.95 mg/Nm^3. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai berat abu berturut – turut sebesar 145.03 gr, 124.75 gr, 97.00 gr, 79.32 gr, 71.39 gr. Dapat dilihat bahwa hubungan antara nilai Tar *content* dan berat abu berhubungan dimana ketika *set point* yang semakin naik nilai dari Tar *content* semakin menurun dan berat abu nilainya juga semakin turun dan dapat diartikan antara nilai Tar *content* dan berat abu berhubungan dengan naiknya temperatur.



Gambar 4.12 Grafik *Tar Content* vs Berat Abu

4.8 Analisa CCR vs Berat Abu

Analisa CCR dan berat abu dapat dilihat pada gambar 4.13 dimana terlihat perbandingan antara CCR dan berat abu dilakukan berdasarkan *set point* temperatur yang diberikan. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai CCR berturut – turut sebesar 59.66%, 65.32%, 70.59%, 75.05%, 76.89%. Pada *set point* 600^0C, 700^0C, 800^0C, 900^0C, dan 1000^0C, nilai berat abu berturut – turut sebesar 145.03 gr, 124.75 gr, 97.00 gr, 79.32 gr, 71.39 gr. Dapat dilihat bahwa hubungan antara nilai CCR dan berat abu berhubungan dimana ketika *set point* yang semakin naik nilai dari CCR semakin naik dan berat abu nilainya semakin turun dan dapat diartikan antara nilai Tar *content* dan berat abu berhubungan dengan naiknya temperatur.



Gambar 4.13 Komposisi *Ash* pada *Set Point* 1000^oC

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil yang didapatkan dari penelitian yang dilakukan, dapat ditarik beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pada *set point* temperatur 600 ^{0}C, 700 ^{0}C, 800 ^{0}C, reaktor dapat mencapai temperatur yang diinginkan dengan tanpa melakukan *feeding*, sedangkan pada *set point* 900^{0}C & 1000^{0}C perlu dilakukan *feeding* untuk mencapai temperatur yang diinginkan. Dengan tambahan GCU (*Gasification Control Unit*) dapat mempertahankan temperatur pada zona oksidasi sesuai dengan yang diinginkan.
2. Pada *set point* 600^{0}C, nilai kandungan tar pada *syngas* sebesar 259.59 Nm^3. Pada *set point* 700 ^{0}C, nilai kandungan tar pada *syngas* sebesar 170.95 Nm^3. Pada *set point* 800 ^{0}C, nilai kandungan tar pada *syngas* sebesar 132.51 Nm^3. Pada *set point* 900 ^{0}C, nilai kandungan tar pada *syngas* sebesar 91.844 Nm^3. Pada *set point* 1000 ^{0}C, nilai kandungan tar pada *syngas* sebesar 60.95 Nm^3
3. Nilai karbon pelet yang dapat dikonversikan ke dalam *syngas* pada *set point* 600^{0}C adalah sebesar 59.66%. Nilai karbon pelet yang dapat dikonversikan ke dalam *syngas* pada *set point* 700^{0}C adalah sebesar 65.32%. Nilai karbon pelet yang dapat dikonversikan ke dalam *syngas* pada *set point* 800^{0}C adalah sebesar 70.59%. Nilai karbon pelet yang dapat dikonversikan ke dalam *syngas* pada *set point* 900^{0}C adalah sebesar 75.05%. Nilai karbon pelet yang dapat dikonversikan ke dalam *syngas* pada *set point* 1000^{0}C adalah sebesar 76.89%.

4. Nilai massa abu yang dihasilkan pada *set point* 600^0C adalah sebesar 145.03gr. Pada *set point* 700^0C adalah sebesar 124.75gr. Pada *set point* 800^0C adalah sebesar 97.00gr. Pada *set point* 900^0C adalah sebesar 79.32gr. Pada *set point 1000*^{0}C adalah sebesar 71.39gr. nilai massa abu yang semakin menurun dengan semakin naiknya *set point* temperatur karena komponen carbon lebih banyak teroksidasi dan terkonversi menjadi gas yaitu CO, CO_2, dan CO.

5.2 Saran

Penelitian tentang gasifikasi masih perlu dianalisa lebih lanjut. Dari penelitian yang sudah dilakukan terdapat beberapa saran untuk proses penelitian selanjutnya sebagai berikut :

1. Dibutuhkan perbaikan dan perawatan terhadap alat pembuatan pelet pada pelepah kelapa sawit, dan dibutuhkannya *raw material* yang cukup agar dapat melakukan pengambilan data yang omptimum.
2. Perlu dilakukan pemeliharaan terhadap alat-alat penunjang pada saat pengambilan data seperti termokopel, manometer, dan data logger.

DAFTAR PUSTAKA

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

Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). **Biomass gasification technology: The state of the art overview**. *Journal of Energy Chemistry*, *25*(1), 10-25.

Reed, Thomas B., Das, A. (1998). ***Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System. Colo: Solar Technical Information Programm***, Solar Energy Research Institute

Saidur, R., Abdel, E., Demirbas, A., Hossain, M., Mekhilef, S. (2011). ***Renewable and Sustainable Energy Reviews***, A review on bimass as fuel.

SA, Sulaiman., Atnaw, S. M., & AO, M. (2015). ***Feasibility study of gasification of oil palm fronds. Journal of Mechanical Engineering and Sciences (JMES)***, *9*, 1744- 1757.

Atnaw, S. M., Kueh, S. C., & Sulaiman, S. A. (2014). ***Study on tar generated from downdraft gasification of oil palm fronds***. *The Scientific World Journal*, *2014*.

Guangul, F. M., Sulaiman, S. A., & Ramli, A. (2014). ***Study of the effects of operating factors on the resulting producer gas of oil palm fronds gasification with a single throat downdraft gasifier***. *Renewable Energy*, *72*, 271-283.

Primawan, Rizki Wase. (2017). ***Studi Studi Eksperimental Pengaruh Laju Alir Massa Udara pada Proses Gasifikasi Pelet Municipal Solid Waste (MSW) Terhadap Kandungan Tar dan Carbon Conversion Rate Gasifier Tipe Downdraft.***

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** 73 (2014) 1151e1159

Bambang Sudarmanta. Agus Wijianto, "**Karakterisasi Gasifikasi Downdraft Berbahan Baku Cangkang Kelapa Sawit Dengan Varasi Gasifying Agent**," no. March 2016, 2002.

Indarto, Y. (2016). **Studi Eksperimental Gasifikasi Briket *Municipal Solid Waste* Dengan Reaktor Gasifikasi Tipe *Downdraft* Berpengendali Suhu Otomatis Pada Zona *Partial Combustion*.**

Maulana, R. (2019). ***Gasification Performance Optimization In A Downdraft Gasifier Using Three Stage Air Intake With Pelletizied Oil Palm Fronds Feedstock***

Guo, F., Dong, Y., Dong, L., & Guo, C. (2014). ***Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study. International Journal of Hydrogen Energy***, *39*(11), 5625-5633.

LAMPIRAN
Data Percobaan Kandungan Abu

1. Abu Gasifikasi Suhu 600		
Compound	Conc	Unit
Si	3.4	0%
P	1.1	0%
S	1.2	0%
Cl	9.09	0%
K	15.1	0%
Ca	42.1	0%
Ti	3.25	0%
V	0.05	0%
Cr	0.18	0%
Mn	0.47	0%
Fe	21.9	0%
Ni	0.084	0%
Cu	0.53	0%
Zn	0.904	0%
Rb	0.092	0%
Sr	0.2	0%
Zr	0.099	0%
Pb	0.19	0%

2. Abu Gasifikasi Suhu 700		
Compound	Conc	Unit
Si	3.8	0%
P	1	0%
S	1	0%
Cl	10.4	0%
K	13.9	0%
Ca	40.8	0%
Ti	3.93	0%
V	0.06	0%
Cr	0.38	0%
Mn	0.57	0%
Fe	21.2	0%
Ni	0.081	0%
Cu	0.732	0%
Zn	1.3	0%
Rb	0.084	0%
Sr	0.21	0%
Zr	0.4	0%
Pb	0.23	0%

3. Abu Gasifikasi Suhu 800		
Compound	Conc	Unit
Si	3.3	0%
P	0.96	0%
S	1	0%
Cl	7.72	0%
K	11.8	0%
Ca	38	0%
Ti	2.44	0%
V	0.02	0%
Cr	0.21	0%
Mn	0.44	0%
Fe	31.9	0%
Ni	0.074	0%
Cu	0.52	0%
Zn	1.04	0%
Rb	0.083	0%
Sr	0.17	0%
Zr	0.078	0%
Pb	0.2	0%

4. Abu Gasifikasi Suhu 900		
Compound	Conc	Unit
Si	3.4	0%
P	1.1	0%
S	1.6	0%
Cl	8.64	0%
K	18.9	0%
Ca	40.8	0%
Ti	2.58	0%
V	0.03	0%
Cr	0.53	0%
Mn	0.58	0%
Fe	18.8	0%
Ni	0.066	0%
Cu	0.5	0%
Zn	1.41	0%
Rb	0.11	0%
Sr	0.2	0%
Zr	0.67	0%
Pb	0.13	0%

5. Abu Gasifikasi Suhu 1000		
Compound	Conc	Unit
Si	3.7	0%
P	0.99	0%
S	1.5	0%
Cl	8.96	0%
K	18.7	0%
Ca	36.4	0%
Ti	2.16	0%
V	0.02	0%
Cr	0.16	0%
Mn	0.54	0%
Fe	24.1	0%
Ni	0.069	0%
Cu	0.56	0%
Zn	1.55	0%
Rb	0.14	0%
Sr	0.22	0%
Zr	0.082	0%
Pb	0.15	0%

2. 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
```

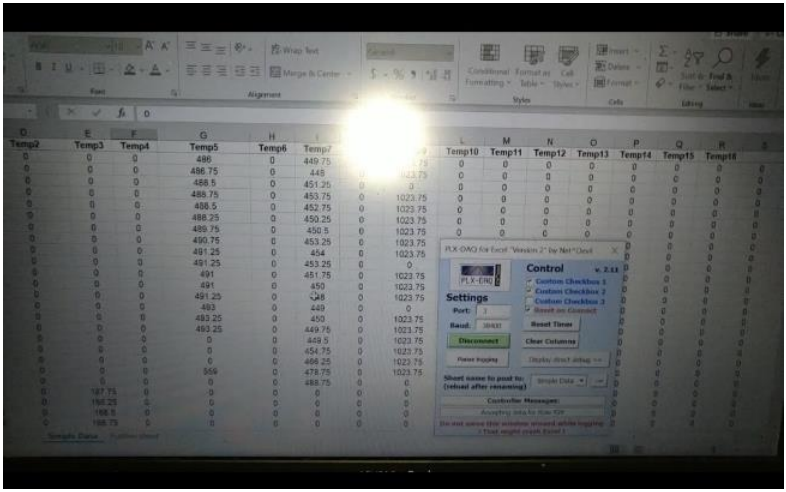
```
  lcd.setCursor(0, 0);
  lcd.print("T1:");
  lcd.setCursor(3, 0);
  lcd.print(t1);
  lcd.setCursor(6, 0);
  lcd.print("#");
  lcd.setCursor(7, 0);
  lcd.print(t2);
  lcd.setCursor(10, 0);
  lcd.print("#");
  lcd.setCursor(11, 0);
  lcd.print(t3);
  //BARIS KEDUA
  lcd.setCursor(0, 1);
  lcd.print("B:");
  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 = "";
    }
  }
}
```

3. Gambar Perlengkapan Saat Pengambilan Data

T1:25 #633#25
B:0 % SP:600*C

VASCOLAB
Logging Time Select
LOG
Reset


Temp2
Temp3
Temp4
Temp5
Temp6
Temp10
Temp11
Temp12
Temp13
Temp14
Temp15
Control
Settings
Port:
Baud:
Reset Times
Disconnect
Clear Columns
Controller Messages:

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BIODATA PENULIS

Penulis bernama lengkap, Erio Daniel Damanik dilahirkan di Medan, 10 November 1997, merupakan anak keempat dari empat bersaudara dari pasangan Bapak Walmin Damanik dan Ibu Lince Saragih. Penulis telah menempuh pendidikan formal di SD Santo Thomas 5 Medan, lalu SMP Santo Thomas 1 Medan, dan SMA Santo Thomas 1 Medan. Penulis menyelesaikan kuliah dalam program studi S-1 Departemen Teknik Mesin, FTIRS - ITS pada tahun 2020. Penulis aktif dalam kegiatan akademik maupun non-akademik di lingkungan kampus Teknik Mesin. Penulis pernah menjadi anggota dan pengurus organisasi Mesin ITS Autosport, dalam satu periode kepengurusan, yaitu 2016-2017 sebagai staf *public relation*, dan 2017-2018 sebagai kepala divisi *public relation*. Penulis juga aktif dalam kepanitian kegiatan di lingkungan kampus Teknik Mesin pada tahun ke-2 dan ke-3, salah satunya sebagai anggota bagian divisi transportasi dan akomodasi pada Kompetisi Mobil Hemat Energi 2017. Untuk menghubungi penulis dalam rangka pemenuhan kritik dan saran dari pembaca, dapat dilakukan melalui email eriodnl@gmail.com. Penulis sangat terbuka dalam segala hal terkait penelitian ini, maupun hal lainnya.