



TESIS - TM 142501

**STUDI EKSPERIMENTAL PENGARUH VARIASI SUHU OKSIDASI
TERHADAP UNJUK KERJA REAKTOR GASIFIKASI TIPE *SINGLE
STAGE DOWNDRAFT* BERBAHAN BAKAR MSW DENGAN
MEKANISME PENYAPUAN ABU**

**FERI PUTRA PRAKUS TIDAR
NRP 02111550020001**

DOSEN PEMBIMBING

Dr. Bambang Sudarmanta, ST,MT

**PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA KONVERSI ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**



THESIS - TM 142501

**EKSPERIMENTAL STUDY THE INFLUENCE OF OKSIDATION
TEMPERATURE VARIATION TO GASIFICATION PERFORMANCES
IN SINGLE STAGE DOWNDRAFT WITH MSW BIOMASS BY ASH
SWEEPING MECHANISM**

**FERI PUTRA PRAKUS TIDAR
NRP 02111550020001**

SUPERVISOR

Dr. Bambang Sudarmanta, ST,MT

**MAGISTER PROGRAM
ENERGY CONVERSION OF ENGINEERING
MAJORITY MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (M.T)

di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

oleh:

Feri Putra Prakus Tidar

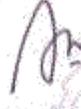
NRP. 02111550020001

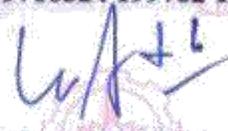
Tanggal Ujian : 24 Juli 2018

Periode Wisuda : September 2018

Disetujui oleh :


1. **Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.** (Pembimbing)
NIP. 19730116 199702 1 001


2. **Ary Bachtiar Krishna P, ST., MT., Ph.D** (Penguji)
NIP. 19710524 199702 1 001


3. **Dr. Wawan Aries Widodo, ST, MT** (Penguji)
NIP. 19710405 199702 1 001


Dekan Fakultas Teknologi Industri


Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT

NIP. 19690507 199512 1 001

Halaman sengaja dikosongkan

**STUDI EKSPERIMENTAL PENGARUH VARIASI SUHU OKSIDASI
TERHADAP UNJUK KERJA REAKTOR GASIFIKASI
TIPE SINGLE STAGE-DOWNDRAFT BERBAHAN BAKAR MSW
DENGAN MEKANISME PENYAPUAN ABU**

Nama Mahasiswa : Feri Putra Prakus Tidar
NRP : 02111550020001
Departemen : Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstrak

Indonesia merupakan negara kepulauan dengan jumlah populasi manusia yang sangat tinggi yaitu sebesar 260 juta jiwa. Laju pertumbuhan penduduk sebesar 1,64 % pertahun menyebabkan produksi limbah sampah rumah tangga yaitu MSW juga akan meningkat. Teknologi gasifikasi merupakan teknologi yang sangat tepat untuk mengatasi permasalahan tersebut, karena efektif untuk mengubah potensi energi biomassa MSW menjadi syngas yang dapat dimanfaatkan untuk bahan bakar mesin diesel dan untuk pembangkitan listrik. Gasifier yang digunakan untuk proses gasifikasi MSW adalah tipe downdraft yang karakteristiknya memiliki kadar tar rendah. Salah satu cara untuk meningkatkan unjuk kerja pada proses gasifikasi yaitu dengan cara meningkatkan suhu oksidasi dengan penambahan mekanisme penyapuan abu di zona reduksi. Hal ini disebabkan peningkatan suhu di zona oksidasi akan menyebabkan peningkatan kandungan kualitas syngas terutama CO dan H₂. Di sisi lain penumpukan abu di atas grate zona oksidasi yang tidak jatuh kedalam tabung penampung abu, akan menyebabkan terhambatnya aliran syngas ke sisi luar reaktor, sehingga menyebabkan kualitas dari syngas akan menurun.

Penelitian ini bersifat eksperimental, karena diperlukan proses pengujian untuk mengetahui pengaruh set point suhu di zona oksidasi dengan mekanisme penyapuan abu terhadap unjuk kerja proses gasifikasi. Alat yang digunakan untuk memvariasikan suhu oksidasi adalah gas controller unit, sedangkan penyapu abu dibuat dari bahan baja stainless tahan panas SS 310 yang akan digerakkan oleh tuas pemutar. Pengujian dilakukan sebanyak lima variasi suhu oksidasi yang dikendalikan secara otomatis oleh sebuah controller yaitu 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, dan 1100 °C, sedangkan variabel yang dikendalikan yaitu dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit, 10 menit, dan tanpa penyapuan abu sebanyak masing-masing 3 kali putaran 360°. Setiap variasi suhu oksidasi pada setiap kondisi variabel yang dikendalikan, akan dilakukan pengambilan data untuk mengetahui parameter output utama pada proses gasifikasi, yaitu distribusi suhu di sepanjang ketinggian reaktor, pressure drop, massa abu, komposisi flammable syngas (CO, H₂, dan CH₄), serta cold gas efficiency.

Hasil dari penelitian ini adalah peningkatan nilai set point suhu oksidasi dari 900 °C-1100 °C pada kondisi dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit akan meningkatkan komposisi flammable syngas (CO, H₂, CH₄) yaitu dari 22,14%, 7,76%, 1,52% menjadi 27,05%, 10,54%, 2,16%. Sedangkan nilai LHV syngas meningkat dari 4179,13 kJ/m³ menjadi 5328,83 kJ/m³, nilai cold gas efficiency meningkat dari 43,93% menjadi 65,39%. Dari penelitian ini memperlihatkan bahwa intensitas penyapuan abu memberikan kontribusi positif terhadap parameter output gasifikasi yaitu distribusi suhu sepanjang reaktor, laju alir massa abu, pressure drop, komposisi syngas, serta cold gas efficiency.

Kata Kunci: biomassa MSW, gas control unit, penyapu abu.

Halaman ini sengaja dikosongkan

EKSPERIMENTAL STUDY THE INFLUENCE OF OKSIDATION TEMPERATURE VARIATION TO GASIFICATION PERFORMANCES IN SINGLE STAGE DOWNDRAFT WITH MSW BIOMASS BY ASH SWEEPING MECHANISM

Name : Feri Putra Prakus Tidar
NRP : 02111550020001
Department : Teknik Mesin FTI-ITS
Lecture : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstract

Indonesia is the large country that have high human population with 260 million people. Population growth rate 1,64% / years causes the production house waste that familiar known as MSW also increase. Gasification is the right technology to solve that problems, because it can convert MSW biomass to syngas form effectively that can be utilized as biodiesel fuel and power plant. Downdraft gasifier type is choosed due to have good performances and low tar production. One ways to improve the gasification performances is increase the oxidation temperature with add an ash sweeping mechanism in reduction zone. The increasing of oxidation temperature zone cause syngas quality is higher, especially flammable gas compotition that are CO, H₂, and CH₄. In other hand ash accumulation on grade will obstruct syngas flow in outlet side of gasifier, certainly that will decrease the syngas quality.

This research is experimental, because needed testing process to know the influences of oxidation temperature by ash sweeping mechanism to gasification performances. The main equipments to vary temperature in oxidation zone is 'Gas Controll Unit', while ash sweeper is made from stainless steel SS 310 that resistant to heat until 1200°C and driven by a lever. A testing was done with 5 temperatures variation in oxidation zone that controlled by a controller automatically that are 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C respectively, whereas ash sweeping intensity are without sweeping, sweeping every 10 minute, and every 5 minute as much as 3 times around 360°. In that condition, the requirement data will be taken to calculate the main gasifications output parameter such as syngas compotition, tempereture distribution along height reactor, tar contains, and cold gas efficiency.

The result show the increasing of oxidation temperature from 900 °C to 1000 °C by ash sweeping every 5 minutes will increase the flammable compotition in syngas (CO, H₂, CH₄) from 23,24 %, 7,93%, 22,38% to 27,08%, 8,53%, 2,42% respectively, LHV of syngas increase from 4644 kJ/m³ to 5208 kJ/m³, then cold gas efficiency increase from 56,31 % to 66,21 %. In general, data result show the increasing temperature in oxidation zone by ash sweeping mechanism give a better contribution to increasing gasification performances.

Keyword: *biomass MSW, Ash Sweeping Mechanism, Oksidation temperature.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji serta syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT karena berkat rahmat dan karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan tesis yang berjudul **“Studi Eksperimental Pengaruh Variasi Suhu Oksidasi Terhadap Unjuk Kerja Reaktor Gasifikasi Tipe *Single Stage Downdraft* Berbahan Bakar *MSW* Dengan Mekanisme Penyapuan Abu”**. Penulis juga berterimakasih kepada semua pihak yang telah membantu proses penyelesaian karya tulis ini. Oleh karena itu, ucapan terimakasih penulis sampaikan khusus kepada :

1. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T. sebagai pembimbing yang telah memberikan arahan dan bimbingan kepada penulis sehingga thesis ini dapat terselesaikan.
2. Ir Bambang Pramujati, M.sc.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Mesin ITS Surabaya.
3. Prof. Dr. Eng.Ir Prabowo, M.Eng dan Dr. Eng, Unggul Wasiwitono, ST, M.Eng, selaku Ketua dan Sekretaris Program Pasca Sarjana ITS Surabaya.
4. Tim Dosen penguji yang telah bersedia meluangkan waktu, tenaga dan pikiran untuk perbaikan tesis ini.
5. Kedua orang tua tercinta, Ibu Hj Suprpti dan bapak H. Khusaeri yang senantiasa memberikan dorongan spiritual dan material, serta saudara (Mas Wawan, Mas Agus, Mbak Lina) yang selalu mendukung.
6. Tunangan terkasih Widuriati yang tidak pernah lelah memberikan semangat dan motivasi hingga terselesaikan tesis ini.
7. Rekan-rekan tim Gasifikasi dari Timor leste (Raymundo, Edmundo, Abel, Arif Rahman Saleh) atas kerjasamanya dalam pengerjaan karya tulis ini.
8. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Mesin ITS Surabaya
9. Serta semua pihak yang tidak tercantum namanya diatas yang telah banyak membantu kelancaran penyelesaian tesis ini.

Penulis menyadari bahwa tesis ini masih banyak kelemahan dan kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan kritikan yang bersifat konstruktif sebagai penyempurnaan tesis ini. Semoga karya tulis ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan bagi penelitian selanjutnya.

Surabaya, 29 Juli 2018

Penulis

DAFTAR ISI

| | |
|-----------------------------------|------|
| HALAMAN JUDUL | |
| LEMBAR PENGESAHAN | i |
| ABSTRAK | iii |
| KATA PENGANTAR | vii |
| DAFTAR ISI | ix |
| DAFTAR GAMBAR | xiii |
| DAFTAR TABEL | xvii |
| BAB I PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Rumusan Masalah | 5 |
| 1.3 Tujuan Penelitian | 5 |
| 1.4 Batasan Masalah | 6 |
| 1.5 Manfaat Penelitian | 6 |
| BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA | 9 |
| 2.1 Teori pendukung | 9 |
| 2.1.1 Biomassa | 9 |
| 2.1.1.1 Komposisi Biomassa | 10 |
| 2.1.1.2 Kelembaban biomassa | 11 |
| 2.1.2 Gasifikasi | 12 |

| | | |
|-----------------------------------|--|----|
| 2.1.2.1 | Media Gasifikasi..... | 14 |
| 2.1.2.2 | Produk Gasifikasi..... | 15 |
| 2.1.2.3 | Faktor yang mempengaruhi gasifikasi | 20 |
| 2.1.2.4 | Parameter operasi gasifikasi | 23 |
| 2.1.2.5 | Parameter performa gasifikasi..... | 26 |
| 2.1.3 | Reaktor tipe <i>downdraft</i> | 28 |
| 2.1.4 | <i>Ash sweeping rejection</i> | 29 |
| 2.1.5 | Setting point pengendali otomatis..... | 29 |
| 2.2 | Penelitian-penelitian terdahulu..... | 31 |
| 2.2.1 | Reaktor jenis <i>downdraft</i> | 31 |
| 2.2.2 | Pengaruh mekanisme penyapu abu terhadap laju pengeluaran abu dan kestabilan suhu di zona oksidasi dan reduksi..... | 33 |
| 2.2.3 | Pengaruh produksi abu terhadap <i>pressure drop</i> dan laju aliran <i>syngas</i> | 34 |
| 2.2.4 | Pengaruh pengendali suhu otomatis di zona oksidasi terhadap kualitas <i>syngas</i> | 35 |
| BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN | | 37 |
| 3.1 | Metode Penelitian | 37 |
| 3.2 | Metode pengambilan data..... | 42 |
| 3.3 | Alat Uji..... | 45 |

| | | |
|----------------------------------|---|----|
| 3.4 | Alat Ukur | 49 |
| 3.5 | Prosedur Pengujian..... | 54 |
| BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN | | 59 |
| 4.1 | Analisa properties biomassa | 59 |
| 4.2 | Kondisi operasi penelitian..... | 60 |
| 4.3 | Analisa distribusi suhu sepanjang reaktor | 60 |
| 4.3.1 | Pengaruh variasi set point suhu di zona oksidasi terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan abu setiap 5 menit)..... | 61 |
| 4.3.2 | Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap peningkatan suhu zona gasifikasi..... | 66 |
| 4.4 | Analisa Air Fuel Ratio | 69 |
| 4.5 | Analisa komposisi <i>syngas</i> dan <i>Low Heating Value</i> | 70 |
| 4.5.1 | Pengaruh AFR terhadap komposisi <i>syngas</i> dengan intensitas penyapuan abu yang berbeda-beda (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan abu setiap 5 menit)..... | 72 |
| 4.5.2 | Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap komposisi <i>syngas</i> pada masing setpoint suhu oksidasi 900 °C , 950 °C, 1000°C, 1050 °C, 1100 °C..... | 76 |

| | |
|--|----|
| 4.5.3 Pengaruh AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap nilai <i>Low Heating Value (LHV)</i> syngas..... | 79 |
| 4.6 Analisa massa abu dan <i>pressure drop</i> | 81 |
| 4.6.1 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap laju pengeluaran massa abu..... | 81 |
| 4.6.2 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap <i>pressure drop</i> proses gasifikasi..... | 82 |
| 4.7 Analisa <i>Cold Gas Efficiency</i> Proses Gasifikasi..... | 85 |
| BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN..... | 91 |
| 5.1 Kesimpulan | 91 |
| 5.2 Saran | 91 |

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR GAMBAR

| | |
|--|----|
| Gambar 2.1 Pellet <i>MSW</i> | 10 |
| Gambar 2.2 Tahapan dalam proses gasifikasi | 12 |
| Gambar 2.3 Mekanisme Sederhana pembentukan tar | 17 |
| Gambar 2.4 Jenis tar primer, sekunder, sebagai fungsi temperatur..... | 18 |
| Gambar 2.5 (a) Reduksi tar in-situ. (b) Reduksi tar setelah gasifikasi..... | 19 |
| Gambar 2.6 Efek perubahan ER terhadap (a) temperatur pembakaran biomassa dengan komposisi atom $CH_{1,4}O_{0,6}$ bereaksi dengan udara dan oksigen; (b) komposisi ekuilibrium saat bereaksi dengan udara; (c) kandungan fase padat dan gas; (d) Nilai kalor bawah..... | 24 |
| Gambar 2.7 Profil suhu dan zona pada reaktor gasifikasi <i>downdraft</i> | 25 |
| Gambar 2.8 Reaktor tipe <i>downdraft</i> | 28 |
| Gambar 2.9 <i>Blade</i> penyapu abu reaktor jenis <i>downdraft</i> | 29 |
| Gambar 2.10 Blok diagram dasar dari proses gasifikasi..... | 30 |
| Gambar 2.11 Diagram blok sistem pengendalian proses dalam reaktor gasifikasi | 31 |
| Gambar 2.12 Profil distribusi suhu sepanjang reaktor dengan dua laluan udara | 31 |
| Gambar 2.13 Grafik pengaruh penambahan penyapu abu terhadap laju pengeluaran residu | 33 |
| Gambar 2.14 Grafik pengaruh penambahan penyapu abu terhadap kestabilan suhu di zona oksidasi (a) ; zona reduksi (b) | 34 |
| Gambar 2.15 Grafik gasifikasi pellet serbuk gergaji dan biji bunga matahari..... | 34 |
| Gambar 2.16 Pengaruh pengendali suhu otomatis di zona oksidasi terhadap kualitas <i>syngas</i> | 35 |
| Gambar 3.1 Diagram alir penelitian | 37 |
| Gambar 3.2 Skema hasil modifikasi reaktor jenis <i>downdraft</i> | 39 |
| Gambar 3.3 Skema peralatan penelitian | 44 |

| | |
|---|----|
| Gambar 3.4 Sistem pengambilan sampel tar dalam <i>syngas</i> | 45 |
| Gambar 3.5 Reaktor <i>downdraft</i> dan dimensinya | 46 |
| Gambar 3.6 (a). <i>Blower</i> (b). <i>Induced Fan</i> | 46 |
| Gambar 3.7 <i>Controller</i> pengendali suhu..... | 47 |
| Gambar 3.8 Penampang (a) <i>Cyclone</i> (b) <i>Water Scruber</i> | 48 |
| Gambar 3.9 Desain mekanisme penyapu abu..... | 48 |
| Gambar 3.10 Skema mekanisme pengukuran abu..... | 49 |
| Gambar 3.11 Termometer inframerah dan <i>thermocouple</i> | 50 |
| Gambar 3.12 (a) <i>pitot-static tube</i> ; (b) <i>digital manometer</i> | 50 |
| Gambar 3.13 (a) skema peletakan manometer-U ; (b) manometer-U berisi fluida H ₂ O..... | 52 |
| Gambar 3.14 (a) Timbangan digital ; (b) <i>stop watch</i> | 53 |
| Gambar 3.15 <i>Gas Chromatography</i> | 54 |
| Gambar 4.1 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor tanpa mekanisme penyapuan abu dengan variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C..... | 62 |
| Gambar 4.2 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit pada variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100°C..... | 63 |
| Gambar 4.3 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit dengan variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C | 64 |
| Gambar 4.4 Pengaruh suhu oksidasi terhadap kenaikan suhu di setiap zona gasifikasi dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit..... | 65 |
| Gambar 4.5 Grafik ratio peningkatan suhu pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas abu yang berbeda pada zona gasifikasi ; (a) zona <i>drying</i> , (b) zona pirolisis, (c) zona reduksi..... | 67 |
| Gambar 4.6 Grafik hubungan set point suhu oksidasi terhadap AFR..... | 69 |

| | |
|---|----|
| Gambar 4.7 Grafik komposisi <i>syngas</i> pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu yang berbeda, (a) tanpa penyapuan, (b) penyapuan setiap 10 menit, (c) penyapuan setiap 5 menit..... | 72 |
| Gambar 4.8 Grafik pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap komposisi <i>syngas</i> , (a) set point 900°C, (b) setpoint 950 °C, (c) set point 1000 °C, (d) set point 1050 °C, (e) set point 1100 °C..... | 77 |
| Gambar 4.9 Grafik pengaruh nilai AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap nilai LHV <i>syngas</i> | 80 |
| Gambar 4.10 Grafik pengaruh AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap laju pengeluaran massa abu..... | 82 |
| Gambar 4.11 Grafik hubungan antara intensitas penyapuan abu dan <i>nilai pressure drop</i> pada variasi nilai AFR. | 84 |
| Gambar 4.12 Grafik hubungan AFR terhadap <i>cold gas efficiency</i> pada intensitas penyapuan abu berbeda..... | 87 |
| Gambar 4.13 Pengaruh AFR terhadap kandungan tar <i>syngas</i> | 89 |

‘

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 2.1 Klasifikasi jenis tar | 16 |
| Tabel 2.2 Komposisi senyawa dalam <i>syngas</i> hasil proses gasifikasi briket MSW menggunakan GCU..... | 32 |
| Tabel 3.1 Analisa <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i> MSW | 41 |
| Tabel 3.2 Parameter Rencana Penelitian..... | 42 |
| Tabel 3.3 Skema pengambilan data | 43 |
| Tabel 4.1 Tabel hasil uji <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i> pellet MSW..... | 59 |
| Tabel 4.2 Tabel kondisi operasi penelitian..... | 60 |
| Tabel 4.3 Tabel distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor..... | 61 |
| Tabel 4.4 <i>Air Fuel Ratio</i> gasifikasi pellet MSW..... | 69 |
| Tabel 4.5 Komposisi volumetris dan LHV <i>syngas</i> | 71 |
| Tabel 4.6 Nilai LHV <i>syngas</i> pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu | 79 |
| Tabel 4.7 Laju massa abu pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu yang berbeda..... | 81 |
| Tabel 4.8 Nilai pressure drop pada AFR dan intensitas penyapuan abu yang berbeda..... | 83 |
| Tabel 4.9 Nilai <i>cold gas efficiency</i> pada variasi set point suhu oksidasi berbeda (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan setiap 5 menit) | 87 |
| Tabel 4.10 Nilai kandungan tar <i>syngas</i> pada variasi suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu yang berbeda..... | 89 |

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Berdasarkan sensus data kependudukan dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2015, jumlah penduduk Indonesia meningkat dari 206.3 juta pada tahun 2000 menjadi 255.4 juta pada tahun 2015 dengan laju pertumbuhan penduduk sebesar 1.64 % per tahun. Jumlah penduduk yang besar dan pertumbuhan penduduk yang pesat menyebabkan jumlah produksi limbah sampah dari rumah tangga atau yang lebih dikenal dengan istilah *Municipal Solid Waste (MSW)* meningkat. Disisi lain kondisi tersebut juga akan menyebabkan kebutuhan energi nasional akan meningkat, dimana pemenuhan kebutuhan energi saat ini masih sangat bergantung pada sumber energi fosil (minyak bumi), dimana ketersediaannya terbatas dan apabila dikonsumsi secara terus menerus maka akan habis karena bersifat tidak dapat diperbaharui (*nonrenewable*), sehingga perlu dicari sumber energi alternatif pengganti minyak bumi. Oleh karena itu pemerintah Indonesia saat ini fokus untuk mencari solusi untuk mengatasi permasalahan energi dan penanganan limbah produksi sampah yang melimpah tersebut agar dapat dimanfaatkan secara efektif, terintegrasi, dan ramah lingkungan.

Potensi limbah sampah *MSW* yang melimpah di Indonesia dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku biomassa, yaitu setelah melalui proses pemilahan, pengeringan, pencacahan, dan pembriketan. Kelebihan utama dari proses pembriketan adalah meningkatkan densitas biomassa, dan juga mempermudah untuk proses penyimpanan dan penyuplaian ke reaktor (**Reed dan Dass ,1988**). Perkembangan teknologi saat ini telah mampu untuk mengubah/mengkonversi bahan baku biomassa menjadi energi gas yang lebih bernilai tinggi. Teknologi tersebut lebih dikenal dengan istilah gasifikasi. Menurut (**Molino et al 2016**) gasifikasi merupakan proses termokimia yang mengubah bahan karbon seperti biomassa menjadi bahan bakar gas yang berguna atau menjadi bahan baku kimia melalui proses oksidasi parsial dengan udara, oksigen, atau uap. Hasil dari proses gasifikasi yaitu berupa *syngas*. *Syngas* yang

dihasilkan adalah campuran gas karbon monoksida (CO), hidrogen (H₂), metana (CH₄), karbon dioksida (CO₂), senyawa hidrokarbon ringan seperti etana dan propana, senyawa hidrokarbon yang lebih berat seperti tar, serta gas yang tidak diinginkan seperti sulphidric (H₂S), asam chloridric (HCl), atau gas inert seperti nitrogen (N₂). Tar adalah campuran kompleks pada hidrokarbon yang terkondensasi, dimana komposisinya dipengaruhi oleh bahan baku biomassa, teknologi gasifikasi yang digunakan, dan parameter operasional. Hasil produksi *syngas* yang memiliki kadar tar tinggi menjadi permasalahan utama untuk industrialisasi teknologi gasifikasi biomassa (**Chen, dkk, 2009**). *Syngas* yang mempunyai kandungan tar tinggi tidak baik untuk diaplikasikan pada motor pembakaran torak karena dapat menyebabkan penurunan unjuk kerja dan umur operasionalnya (*operation lifetime*). Di sisi lain apabila produksi gas sintetik (*syngas*) diterapkan pada system motor bakar torak, maka memiliki potensi efisiensi konversi energi yang lebih tinggi, bahkan lebih baik lagi bila gasifikasi diintegrasikan dalam siklus kombinasi (**Arena, 2012**). **Sudarmanta (2015)** telah melakukan penelitian unjuk kerja mesin *diesel dual fuel* dengan menggunakan bakar *biodiesel* dan *syngas*. Dari penelitian tersebut didapatkan hasil bahwa penggunaan *syngas* dapat mengurangi penggunaan *biodiesel* sebesar 60%. Dari hal-hal yang telah dijelaskan diatas, maka sangat beralasan untuk memanfaatkan *syngas* sebagai bahan bakar motor pembakaran torak untuk menghasilkan daya poros dan kerja, untuk kemudian dikonversi kedalam energi yang lain sesuai kebutuhan.

Berangkat dari penelitian sebelumnya yang telah dilakukan menggunakan reaktor jenis *downdraft* yang ada di laboratorium Teknik Pembakaran ITS menggunakan biomassa *MSW* dengan menggunakan mekanisme pengendali suhu secara otomatis pada temperatur 500-700°C didapatkan hasil penelitian yang memperlihatkan adanya peningkatan kandungan kualitas gas bila dibandingkan secara manual, yaitu kandungan CO dari 6,32 % menjadi 8,77%, H₂ dari 5,74% menjadi 7,91% dan CH₄ dari 5% menjadi 3,13% (**Indarto, 2014**). Selanjutnya (**Aji trianto, 2016**) melakukan penelitian lanjutan dengan meningkatkan suhu di zona *partial combustion* pada suhu 800-950 °C. Hasil yang didapatkan dari penelitian tersebut adalah semakin besar tempeatur di zona oksidasi maka kualitas kandungan *syngas* akan meningkat, yaitu

CO dari 20,02 % menjadi 24,8%, H₂ dari 7,84% menjadi 9,92%. Namun dari kedua penelitian tersebut tidak disajikan parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa abu yang dihasilkan pada proses gasifikasi, padahal kedua parameter gasifikasi tersebut sangat berpengaruh terhadap kualitas dari *syngas* yang dihasilkan.. Selain itu terdapat permasalahan lain yang terjadi pada penelitian sebelumnya, yaitu *setting point* suhu di zona oksidasi masih relatif rendah dan belum mencapai suhu ideal untuk zona oksidasi. (Basu, 2013) menyebutkan bahwa suhu operasi ideal di zona oksidasi adalah 900-1200 °C. Untuk mencapai kondisi operasi dengan suhu yang lebih tinggi di zona oksidasi, maka cara yang dilakukan yaitu dengan meningkatkan pasokan udara di ruang bakar, dan meminimalkan kebocoran gas pada reaktor. Oleh karena itu perlu dilakukan penelitian lanjutan agar mampu mencapai suhu operasi ideal di zona oksidasi.

Menurut Devi, et al (2003), metode pengurangan produksi tar dapat dibagi menjadi dua metode, metode primer dan metode sekunder. Metode primer adalah metode pembersihan tar yang terjadi di dalam *gasifier*, sedangkan metode sekunder adalah metode pembersihan tar setelah gas keluar dari *gasifier* dengan perangkat tambahan/ *threatment*. Metode primer dapat dilakukan dengan beberapa cara, yaitu dengan cara pengaturan kondisi operasional dan memodifikasi fisik reaktor. Banyak penelitian terdahulu yang melakukan modifikasi reaktor untuk menurunkan kadar tar dan meningkatkan kualitas *syngas* dengan metode primer menggunakan reaktor tipe *downdraft*. Salah satunya yaitu dengan menambahkan mekanisme penyapuan abu agar proses pembuangan residu dapat berjalan lebih lancar sehingga akan tercapai suhu yang lebih stabil di setiap zona gasifikasi dan mendapatkan kualitas *syngas* yang baik. Pawel D, et all (2011) didalam jurnalnya menyebutkan bahwa hasil produksi *syngas* yang terhambat abu didalam reaktor akan menyebabkan penurunan kualitas *syngas*, terutama senyawa CO dan H₂. Hal ini disebabkan kedua senyawa tersebut akan bereaksi/teroksidasi lagi di zona oksidasi atau zona reduksi membentuk senyawa CO₂ dan H₂O. Sedangkan (M.Simeoene, et al,2012) dalam penelitiannya menyebutkan bahwa bentuk dan jumlah abu yang dihasilkan selama proses gasifikasi serbuk gergaji kayu dan biji bunga matahari sangat mempengaruhi parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas*. Semakin besar bentuk dan jumlah

abu yang dihasilkan pada zona reduksi, maka parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas* akan semakin meningkat. Hal ini terjadi karena adanya hambatan aliran *syngas* kesisi *outlet* reaktor akibat adanya penumpukan abu di atas *grate*

Fernando Nahampun (2016) telah melakukan modifikasi reaktor jenis *single bed downdraft* dengan menambahkan sebuah alat penyapu berbentuk sirip yang terbuat dari bahan *Round Bar AISI 310s (heat resistant)* yaitu baja *stainless* tahan panas pada skala 1100-1250° C. Dari penelitian itu dijelaskan bahwa penambahan alat penyapu abu mampu untuk memaksimalkan pengeluaran abu dibawah reaktor dengan laju pengeluaran residu sebesar 0,45 gram/s. Penelitian tersebut juga memberikan informasi bahwa penumpukan gumpalan abu di zona reduksi yang tidak tersaring ke tempat penampung residu, berpengaruh signifikan terhadap kestabilan suhu di zona oksidasi dan zona reduksi.

Berdasarkan penjelasan yang telah diuraikan diatas, maka penelitian ini mencoba metode dari penelitian sebelumnya yaitu dengan memodifikasi reaktor jenis *downdraft* yang ada di Lab ITS, dengan menambahkan mekanisme penyapu abu dengan harapan bisa meningkatkan performansi reaktor yaitu distribusi suhu di semua zona gasifikasi yang optimum serta meningkatkan kualitas *syngas* yang dihasilkan. Selain itu pada penelitian ini juga akan dilakukan setting temperatur dengan pengendali otomatis dengan suhu yang lebih tinggi yaitu pada interval suhu ideal oksidasi 900-1200° C agar dapat diketahui pengaruhnya terhadap hasil produksi *syngas*.

1. 2. RUMUSAN MASALAH

Dari latar belakang yang telah dijelaskan diatas, dapat dirumuskan permasalahan untuk penelitian ini, sebagai berikut :

1. Bagaimana pengaruh variasi suhu di zona oksidasi terhadap distribusi suhu dan karakteristik syngas yang dihasilkan.
2. Bagaimanakah pengaruh intensitas penyapuan abu di zona reduksi terhadap distribusi suhu di zona pengeringan (*drying*), zona pirolisis, zona oksidasi, dan zona reduksi pada proses gasifikasi berbahan bakar *MSW*.
3. Bagaimanakah pengaruh mekanisme penyapuan abu di zona reduksi pada proses gasifikasi terhadap karakteristik hasil produk *syngas* pada proses gasifikasi berbahan bakar *MSW*.

1.3. TUJUAN PENELITIAN

Berdasarkan rumusan masalah dalam penelitian ini, maka tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mengetahui pengaruh variasi suhu di zona oksidasi terhadap distribusi suhu dan karakteristik *syngas* yang dihasilkan.
2. Mengetahui pengaruh intensitas penyapuan terhadap distribusi suhu di zona pengeringan (*drying*), zona pirolisis, zona oksidasi, dan zona reduksi pada proses gasifikasi berbahan bakar *MSW*.
3. Mengetahui pengaruh mekanisme penyapuan abu di zona reduksi pada proses gasifikasi terhadap karakteristik hasil produk *syngas* pada proses gasifikasi berbahan bakar *MSW*.

1.4. Batasan Masalah

Batasan masalah diperlukan agar pembahasan penelitian yang akan dilakukan nanti tidak melebar dan diluar konteks yang telah ditentukan, adapun batasan masalah tersebut adalah :

1. Penelitian ini dilakukan secara eksperimental dengan menggunakan reaktor gasifikasi yang ada di Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.
2. Biomassa yang digunakan adalah *MSW* berbentuk pellet dengan diameter 6mm, panjang 15 mm, serta mempunyai komposisi campuran 60% bahan organik dan 40% bahan anorganik.
3. Variabel bebas adalah suhu di zona oksidasi yaitu 900°C , 950°C, 1000 °C, 1050°C, 1100°C.
4. Variabel terkontrol adalah intensitas penyapuan abu yaitu setiap 5 menit, 10 menit, dan tanpa dilakukan penyapuan abu.
5. Media gasifikasi menggunakan udara pada kondisi tekanan, suhu, kecepatan, kelembapan ruangan yang normal dan bernilai konstan.

1.5. Manfaat Penelitian

Manfaat yang dapat diharapkan dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Memberikan informasi dan pengetahuan baru tentang efektifitas mekanisme penyapu pada zona reduksi pada proses gasifikasi.
2. Memberikan informasi dan pengetahuan terkait efektifitas set point suhu oksidasi terhadap proses gasifikasi berpengendali otomatis
3. Memberikan informasi terkait sumber energi alternatif terbaharukan pengganti bahan bakar fosil dengan pemanfaatan limbah sampah rumah tangga.
4. Penelitian ini dapat membantu penerapan teknologi tepat guna bagi masyarakat.

5. Penelitian ini dapat menjadi acuan dan referensi dalam pengembangan teknologi gasifikasi dengan bahan bakar *MSW*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Teori Pendukung

2.1.1 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 (**Molino, 2016: teori dasar**). Sumber-sumber biomassa yang paling umum adalah bahan bakar kayu, limbah dan alkohol. Biomassa sangat efektif sebagai sumber energi alternatif yang ramah lingkungan. Selain itu biomassa pun mempunyai kelebihan sebagai sumber energi yang dapat diperbaharui (*renewable*) sehingga dapat menjadi sumber energi dalam jangka waktu yang sangat lama dan berkesinambungan (*sustainable*) serta mampu mengurangi emisi yang mengakibatkan efek rumah kaca. Biomassa secara kontinyu terbentuk melalui interaksi antara materi yang terkandung pada udara, air, tanah, dengan cahaya matahari melalui proses fotosintesis yang terjadi pada tumbuh-tumbuhan. Pada umumnya biomassa terdiri dari unsur (C), hidrogen (H), oksigen (O) dan nitrogen (N).

Salah satu sumber biomassa yang berpotensi untuk dimanfaatkan sebagai sumber energi alternatif adalah limbah rumah tangga yang dikenal dengan istilah *MSW (Municipal Solid Waste)*. *MSW* merupakan sampah padat yang terdiri dari barang-barang sehari-hari yang dibuang oleh masyarakat perkotaan. Komposisi utama *MSW* adalah bahan organik (sisa-sisa makanan, daun-daun kering, kertas, dll) dan anorganik (sampah plastik yang sebagian besar berupa plastik *Polypropylene*) (**Indarto, 2014**). Jumlah *MSW* dipengaruhi jumlah populasi manusia, semakin tinggi jumlah penduduk suatu negara, maka limbah sampah yang dihasilkan semakin banyak. Sedangkan pengolahannya masih sangat minim, terutama di Indonesia. Pengolahan *MSW* kebanyakan masih menggunakan proses insenerasi yang menyebabkan polusi udara sangat tinggi, padahal proses gasifikasi lebih ramah lingkungan dan menghasilkan manfaat yang lebih besar.

MSW yang akan digunakan sebagai bahan baku untuk proses gasifikasi biasanya dirubah terlebih dahulu menjadi bentuk pelet. Hal ini didasarkan untuk meningkatkan nilai kalor terendah (LHV) dari *MSW* tersebut. Gambar 2.1 merupakan salah satu contoh bentuk pelet *MSW*.



Gambar 2.1 Pellet *MSW*

2.1.1.1 Komposisi biomassa

Biomassa terdiri dari campuran bahan organik yang kompleks, kandungan air, dan sejumlah kecil bahan anorganik yang disebut sebagai abu. Campuran organik terdiri dari empat elemen utama, yaitu : karbon (C), hidrogen (H), oksigen (O), dan nitrogen (N). Selain itu untuk beberapa biomassa seperti sampah perkotaan dan kotoran hewan, komposisinya kemungkinan mengandung sejumlah kecil klorin (Cl) dan sulfur (S). Untuk menentukan komposisi biomassa, secara umum metode yang digunakan yaitu :

1. Analisa *ultimate* atau analisa elemental
2. Analisa *proximate*

Analisa *ultimate* adalah metode yang digunakan untuk mengetahui komposisi hidrokarbon dari biomassa kecuali kandungan air dan abu, dan dinyatakan dalam bentuk presentase berat dari masing-masing elemen unurnya, sehingga bila dijumlahkan total presentase berat unsur hidrokarbon berikut kandungan air dan abu adalah 100%. Sebagai contoh, berdasarkan tabel yang disusun oleh **Basu (2013)** analisa *ultimate* dari sampah padat perkotaan (*MSW*) adalah : C 47,6% ; H 6% ; N 1,2% ; S 0,3% ; O 32,9%.

Tidak semua unsur diatas 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 pada kandungan air, tetapi menunjukkan kandungan pada biomassa saja.

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% ; karbon tetap 9,1% ; 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 anorganik yang terjadi setelah biomassa terbakar seluruhnya. Kandungan utama dalam abu adalah silika, aluminum, besi dan kalsium. Sejumlah kecil kandungan magnesium, titanium, sodium, dan potasium kemungkinan juga terjadi.

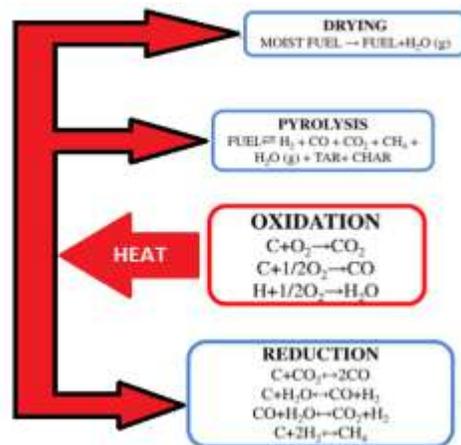
2.1.1.2 Kelembaban biomassa

Biomassa memiliki karakter kelembapan/kandungan air yang cukup tinggi. Kandungan air total pada beberapa jenis biomassa bisa mencapai 90% (*dry basis*), salah satu contoh data kelembaban biomassa yang tercantum pada tabel yang disusun oleh **Reed dan Dass (1988, hal 12)** adalah kelembaban rata-rata dari biomassa sampah perkotaan (*MSW*) yaitu sekitar 35% (*wet basis*) atau 55% (*dry basis*). Kelembaban menyerap banyak energi yang yang dihasilkan oleh proses gasifikasi, dan energi untuk meng-evaporasi kandungan air ini tidak dapat dipulihkan. Hal ini

penting untuk dimengerti saat perancangan proses gasifikasi karena dapat meningkatkan biaya operasional dan energi untuk proses pengeringan biomassa.

2.1.2 Gasifikasi

Gasifikasi secara bahasa dapat diartikan sebagai proses pembuatan gas. Secara definisi yang sebenarnya, gasifikasi adalah proses konversi energi dari bahan bakar yang mengandung karbon (padat ataupun cair) menjadi gas yang disebut *syngas* dimana gas tersebut memiliki nilai energi/kalori dengan cara oksidasi parsial pada temperatur tinggi. Produk luaran gasifikasi yang telah dimurnikan adalah komponen yang mudah terbakar yang terdiri dari campuran karbon monoksida (CO), *hydrogen* (H₂) dan metana (CH₄) yang disebut *syngas* dan pengotor in-organik seperti NH₃, HCN, H₂S, abu, serta pengotor organik yaitu tar. Komposisi gas ini sangat tergantung pada komposisi unsur dalam biomassa, bentuk dan partikel biomassa, serta kondisi-kondisi proses gasifikasi. Tahapan dari proses gasifikasi adalah: (1) Oksidasi (tahap eksotermis), (2) Pengeringan (tahap endotermik), (3) Pirolisis (tahap endotermik), (4) Reduksi (tahap endotermik)



Gambar 2.2 Tahapan dalam proses gasifikasi (Molino, et al. 2015)

1. Oksidasi

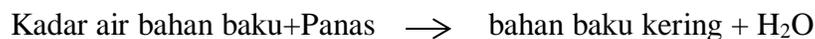
Oksidasi merupakan bagian dari biomassa yang diperlukan untuk memperoleh energi panas yang dibutuhkan untuk proses endotermik, untuk menjaga suhu operasi pada nilai yang diperlukan. oksidasi dilakukan dalam kondisi kekurangan oksigen sehubungan dengan rasio stoikiometri untuk mengoksidasi hanya sebagian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



Produk utama berupa energi panas yang sangat diperlukan untuk seluruh proses, sedangkan produk pembakaran merupakan campuran gas CO, CO₂ dan air.

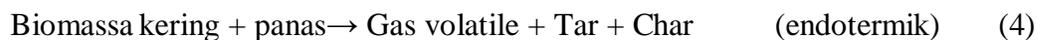
2. *Drying/ Pengeringan*

Pengeringan terdiri atas penguapan uap air yang terkandung dalam bahan baku. Jumlah panas yang dibutuhkan dalam tahap ini sebanding dengan kadar kelembabannya. Tergantung pada sifat dari biomassa, kadar air umumnya bervariasi dari 5% sampai 35% yang akan dikonversi menjadi uap pada suhu sekitar 150° C. Karena perpindahan panas dari zona pembakaran, pengeringan biomassa terjadi di bagian bunker. Namun, karena suhu rendah, bahan bakar tidak mengalami dekomposisi termal dan penguapan selama proses pengeringan. Reaksi yang terjadi diperlihatkan seperti dibawah ini:



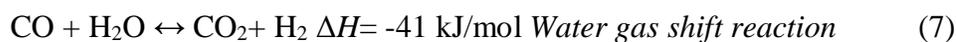
3. Pirolisis

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_2 , $\text{H}_2\text{O}_{(g)}$, tar). Selama proses pirolisis ketika suhu meningkat menjadi $300\text{ }^\circ\text{C}$ terjadi pengurangan berat molekul selulosa terutama amorf, dimulai dengan terbentuknya karbonil dan gugus karboksil radikal. Karbonmonoksida dan karbondioksida juga terbentuk selama proses reduksi. Ketika suhu naik diatas $300\text{ }^\circ\text{C}$, 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 $300\text{-}500\text{ }^\circ\text{C}$ dan membentuk metanol, asam asetat, air dan aseton. Oleh karena itu, pirolisis biomassa berlangsung pada kisaran suhu $125\text{-}500\text{ }^\circ\text{C}$ 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:



4. Reduksi

Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya dari pirolisis dan oksidasi, campuran gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga pembentukan akhir berupa 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 adalah:



2.1.2.1 Media gasifikasi

Media gasifikasi akan bereaksi dengan karbon padat dan zat hidrokarbon yang lebih berat untuk mengkonversinya menjadi gas dengan massa molekul yang ringan

seperti CO dan H. Media utama yang digunakan pada proses gasifikasi adalah sebagai berikut :

- Oksigen
- Uap air
- Udara

Oksigen merupakan media gasifikasi yang paling dikenal, kegunaan utamanya adalah untuk pembakaran sebagian/parsial pada reaktor gasifikasi. Oksigen untuk gasifier dapat berbentuk murni ataupun dalam bentuk udara. Bila media gasifikasi memiliki kandungan oksigen yang rendah maka akan terbentuk CO, sedangkan bila jumlah oksigen melebihi kebutuhan secara stokiometri maka proses pembakaran akan menghasilkan flue gas. Selain itu jumlah oksigen yang tinggi akan mengurangi jumlah hidrogen yang dihasilkan dan memperbanyak senyawa karbon dalam gas yang dihasilkan.

Bila uap air digunakan sebagai media gasifikasi maka kandungan hidrogen dalam gas yang dihasilkan akan meningkat sehingga perbandingan hidrogen dan karbon (H/C) dalam gas akan meningkat. Pemilihan media gasifikasi juga mempengaruhi nilai kalor dari gas yang dihasilkan. Sebagai contoh, bila udara yang digunakan sebagai media gasifikasi maka nitrogen dalam udara akan mempengaruhi gas yang dihasilkan dan nilai kandungan kalornya. Udara sebagai media gasifikasi menghasilkan gas dengan nilai kalor terendah (sekitar 4-7 MJ/Nm³) dibandingkan dengan media gasifikasi uap air dan oksigen, seperti yang ditabelkan oleh Basu (2013, hal 201)

2.1.2.2 Produk gasifikasi

Produksi akhir gasifikasi biomassa untuk fase padat dan gas/uap akan sangat berbeda. Fase padat berupa abu yang terdiri dari bahan lembam yang muncul dalam bahan baku dan tidak bereaksi dengan arang. Arang yang terdapat di abu memiliki persentase yang sangat rendah dari total jumlah abu. Secara umum beratnya lebih rendah dari 1%, perubahan matrik pada karbon didalam gas menjadi objek pada keseluruhan proses

1. Gas Mampu Bakar (*Syngas*)

Produk gasifikasi biomassa pada fase uap/gas disebut *syngas* (produk gas) yang dibagi lagi menjadi fase gas dan fase kondensasi. Fase gas adalah campuran gas yang berisi gas yang tidak terkondensasi pada suhu ruangan, CO, H₂, CO₂, hidrokarbon ringan, CH₄ dan beberapa C₂-C₃. Jika udara digunakan dalam proses oksidasi pada gasifikasi, maka kandungan nitrogen (N₂) akan muncul pada fase gas tersebut. Komponen kecil seperti NH₃ dan gas asam anorganik (H₂S dan HCl) dan beberapa senyawa kecil gas juga muncul pada fase gas. Jumlah komponen minor tergantung pada komposisi biomassa. Jumlah *syngas* dapat berkisar di 1-3 Nm³/ kg dalam kondisi kering, dengan LHV lebih dari 4-15 MJ / Nm³. Nilai-nilai ini sangat dipengaruhi oleh teknologi gasifikasi yang dipilih serta variabel operasi gasifikasi.

2. Tar

Tar adalah campuran kompleks pada hidrokarbon terkondensasi yang memiliki bentuk tebal, hitam, sangat kental, dan bersifat mudah mengembun pada suhu rendah sehingga bisa menyebabkan gangguan pada sistem pembakaran. Berbagai kelompok penelitian memberikan definisi yang berbeda dari tar tapi ada konsensus umum yang dibagi ke dalam lima kelas, seperti yang dilaporkan dalam Tabel 2.1, sesuai dengan berat molekulnya

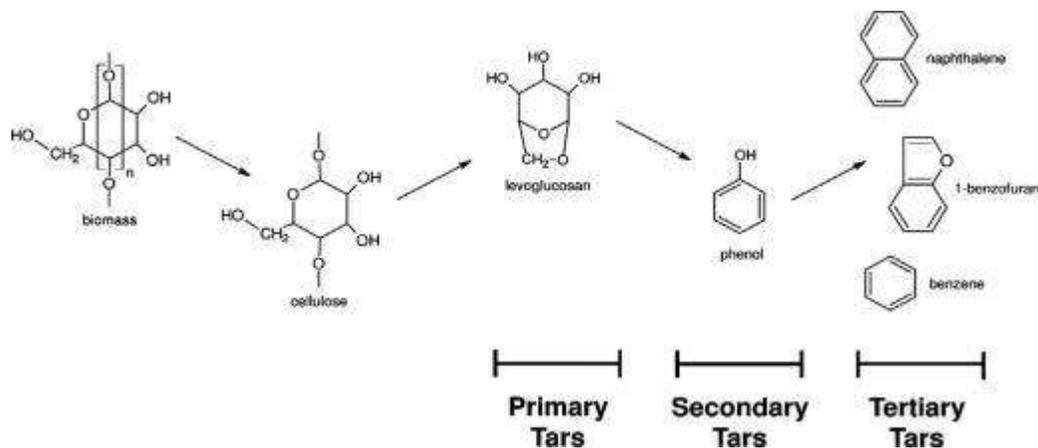
Tabel 2.1 Klasifikasi jenis tar

| Jenis tar | Nama | Keanehan | Karakteristik Senyawa |
|-----------|---------------------------|---|--|
| 1 | GC-terdeteksi | tar sangat berat, tidak dapat dideteksi oleh GC | Ditentukan dengan mengurangi fraksi tar GC-terdeteksi dari jumlah gravimetri tar |
| 2 | heterosiklik aromatik | Tar mengandung atom <i>hetero</i> , senyawa tinggi larut dalam air | Pyridine, fenol, kresol, quinoline, isoquinoline, dibenzophenol |
| 3 | light aromatik (1 cincin) | Biasanya hidrokarbon ringan dengan cincin tunggal; tidak menimbulkan masalah pada <i>condensability</i> dan <i>solubility</i> | Toluene, etilbenzena, xilena, styrene |

| | | | |
|---|---------------------------------|---|--|
| 4 | senyawa PAH Cahaya (2-3 cincin) | 2 dan 3 cincin senyawa; mengembun pada suhu rendah bahkan pada konsentrasi yang sangat rendah | indena, naftalena, Methyl-naphthalene, bifenil, acenaphthalene, fluoren, fenantrena, antrasena |
| 5 | senyawa PAH berat (4-7 cincin) | yang lebih besar dari 3-ring, komponen ini mengembun disuhu tinggi pada konsentrasi rendah | fluoranthen, pyrene, Chrysene, perylene, coronene |

➤ Proses pembentukan tar

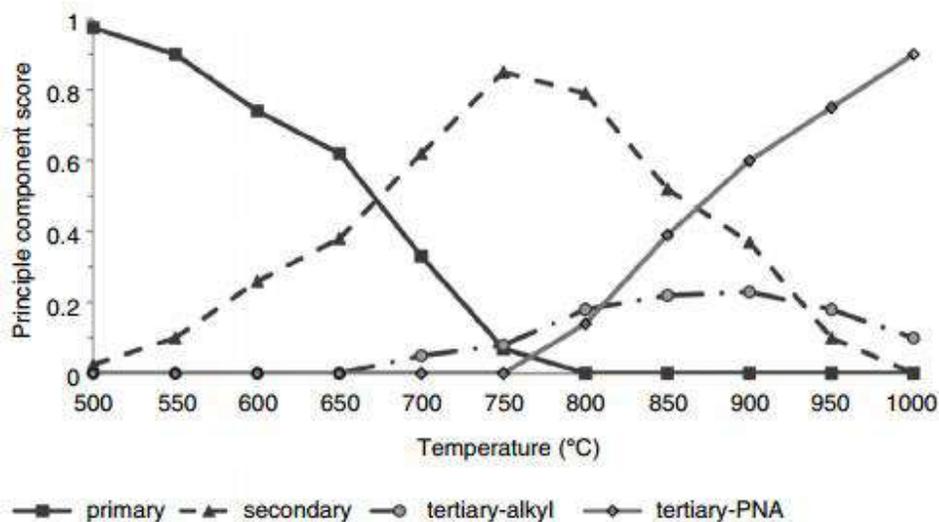
Dalam proses gasifikasi, tar dibentuk dalam serangkaian reaksi yang kompleks, sangat tergantung pada kondisi reaksi. Pembentukan tar terjadi di zona pirolisis dan sebagai subjek rekombinasi dan dekomposisi. Sebuah mekanisme sederhana kemungkinan pembentukan tar ditunjukkan pada gambar 2.3. Parameter 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 *macro-phenomena* utama dan klasifikasi tar primer, sekunder dan tersier.



Gambar. 2.3 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, xilenol, 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 dekarbonisasi) 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 2.4 memperlihatkan dengan jelas pembentukan tar berdasarkan suhu.

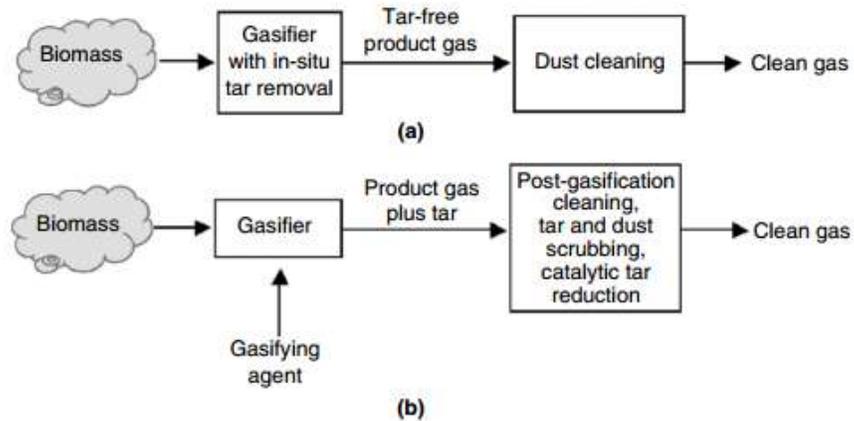


Gambar 2.4 Jenis tar primer, sekunder, tersier sebagai fungsi temperature

➤ 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 2.5)

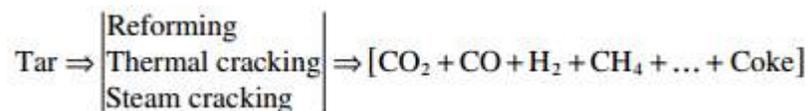


Gambar 2.5 (a) Reduksi tar in-situ. (b) Reduksi tar setelah gasifikasi

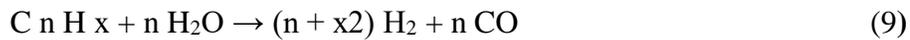
Dalam pendekatan reduksi tar in-situ tergantung kondisi operasi di *gasifier* disesuaikan sehingga pembentukan tar berkurang. Selanjutnya, tar yang dihasilkan diubah menjadi produk lain sebelum meninggalkan *gasifier*. Pengurangan ini dicapai dengan

- 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, *thermal 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:



Reformasi tar: Kita dapat menulis reaksi reformasi seperti dalam Persamaan(9) dengan mewakili tar C_nH_x . Reaksi retak berlangsung di steam gasifikasi, dimana uap retak tar, memproduksi lebih sederhana dan lebih ringan molekul seperti H_2 dan CO .



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).



Retak termal: Retak termal dapat mengurangi tar, tetapi tidak atraktif 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.

2.1.2.3 Faktor Yang Mempengaruhi Gasifikasi

Berikut ini akan adalah faktor faktor yang dapat mempengaruhi proses gasifikasi dan kandungan syngas yang dihasilkan, yaitu :

1. Properties biomassa

Properties biomassa merupakan salah satu faktor yang sangat mempengaruhi dalam proses gasifikasi. Tidak semua biomassa dapat dijadikan bahan bakar untuk dikonversi menjadi energi gas. Hal ini tergantung dari sifat dan kandungan yang dimiliki oleh biomassa itu sendiri. Parameter yang digunakan untuk menentukan kelayakan biomassa untuk dijadikan bahan bakar pada proses gasifikasi adalah sebagai berikut :

a. Kandungan energi thermal

Semakin tinggi kandungan energi thermal yang dimiliki biomassa maka produk *syngas* hasil gasifikasi tersebut akan semakin tinggi karena jumlah energi yang dapat dikonversi juga semakin tinggi

b. *Moisture*

Bahan baku yang digunakan untuk proses gasifikasi umumnya diharapkan bermoistur rendah. Karena kandungan *moisture* yang tinggi menyebabkan *heat loss* yang berlebihan. Selain itu kandungan *moisture* yang tinggi juga menyebabkan beban pendinginan semakin tinggi. Idealnya kandungan *moisture* yang sesuai untuk bahan baku gasifikasi kurang dari 20 %.

c. Debu

Semua bahan baku gasifikasi menghasilkan *dust* (debu). Adanya *dust* ini sangat mengganggu karena berpotensi menyumbat saluran sehingga membutuhkan perawatan lebih. Desain *gasifier* yang baik setidaknya menghasilkan kandungan *dust* yang tidak lebih dari 2 – 6 g/m³.

d. Tar

Tar merupakan salah satu kandungan yang paling merugikan dan harus dihindari karena sifatnya yang korosif. Sesungguhnya tar adalah cairan hitam kental yang terbentuk dari destilasi destruktif pada material organik. Selain itu, tar memiliki bau yang tajam dan dapat mengganggu pernapasan. Pada reaktor gasifikasi terbentuknya tar, yang memiliki bentuk *approximate atomic* CH_{1.2}O_{0.5}, terjadi pada temperatur pirolisis yang kemudian terkondensasi dalam bentuk asap, namun pada beberapa kejadian tar dapat berupa zat cair pada temperatur yang lebih rendah. Apabila hasil gas yang mengandung tar relatif tinggi dipakai pada kendaraan bermotor, dapat menimbulkan deposit pada karburator dan *intake valve* sehingga menyebabkan gangguan.

e. *Ash dan Slagging*

Ash adalah kandungan mineral yang terdapat pada bahan baku yang tetap berupa oksida setelah proses pembakaran. Sedangkan slag adalah kumpulan ash yang lebih

tebal. Pengaruh adanya *ash* dan *slag* pada gasifier adalah menimbulkan penyumbatan pada gasifier

2. Desain Reaktor

Terdapat berbagai macam bentuk gasifier yang pernah dibuat untuk proses gasifikasi. Sebagai contoh untuk *gasifier* bertipe imbert yang memiliki *neck* di dalam reaktornya, ukuran dan dimensi *neck* amat mempengaruhi proses pirolisis, pencampuran, *heatloss* dan nantinya akan mempengaruhi kandungan gas yang dihasilkannya.

3. Rasio udara dan bahan bakar (AFR)

Oksidasi yang terjadi secara kontinyu pada bahan bakar menghasilkan pelepasan energi sebagai hasil dari pembakaran. Pembakaran dapat dikatakan sempurna (*stoichiometric*) apabila semua karbon (C) yang terkandung dalam bahan bakar diubah menjadi karbondioksida (CO₂) dan semua hidrogen diubah menjadi air (H₂O). Jika salah satu tidak terpenuhi, maka pembakaran tidak sempurna. Syarat terjadinya pembakaran adalah adanya oksigen (O₂). Dalam aplikasi pembakaran yang banyak terjadi, udara menyediakan oksigen yang dibutuhkan. Dua parameter yang sering digunakan untuk menentukan jumlah dari bahan bakar dan udara pada proses pembakaran adalah perbandingan antara jumlah udara dengan jumlah bahan bakar. Perbandingan udara bahan bakar dari suatu pembakaran akan mempengaruhi bagaimana komposisi produk dan juga terhadap jumlah panas yang dilepaskan selama reaksi berlangsung dan dapat ditulis dalam basis mol (molar basis) atau basis massa (mass basis).

4. Jenis agen/media gasifikasi

Jenis agen yang digunakan dalam gasifikasi umumnya adalah udara dan kombinasi oksigen dan uap. Penggunaan jenis agen gasifikasi mempengaruhi kandungan gas yang dimiliki oleh *syngas*. Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, perbedaan yang mencolok terlihat pada kandungan nitrogen pada *syngas* yang dihasilkan dan mempengaruhi nilai kalor yang dikandungnya. Penggunaan udara bebas

menghasilkan senyawa nitrogen yang pekat di dalam *syngas*, berlawanan dengan penggunaan oksigen/uap yang memiliki kandungan nitrogen yang relatif sedikit. Sehingga penggunaan agen gasifikasi berupa oksigen/uap memiliki nilai kalor *syngas* yang lebih baik dibandingkan yang menggunakan agen gasifikasi udara.

2.1.2.4 Parameter operasi proses gasifikasi

Dalam pengoperasian sebuah reaktor gasifikasi terdapat beberapa parameter yang sangat penting yang akan mempengaruhi kualitas dan kuantitas dari produk *syngas* yang dihasilkan. Parameter-parameter tersebut akan dijelaskan dan dijabarkan sebagai berikut :

1. *Equivalence ratio (ER)*

Pada proses pengoperasian alat gasifikasi, komposisi aliran udara sebagai komponen utama oksidasi harus diberikan dengan tepat. Hal ini dilakukan untuk mendapatkan proses oksidasi yang baik dan efisien. Nilai ekivalen rasio didefinisikan sebagai berikut:

$$\text{Equivalen Ratio (ER)} = \frac{AFR \text{ actual}}{AFR \text{ stoichiometric}} \quad (9)$$

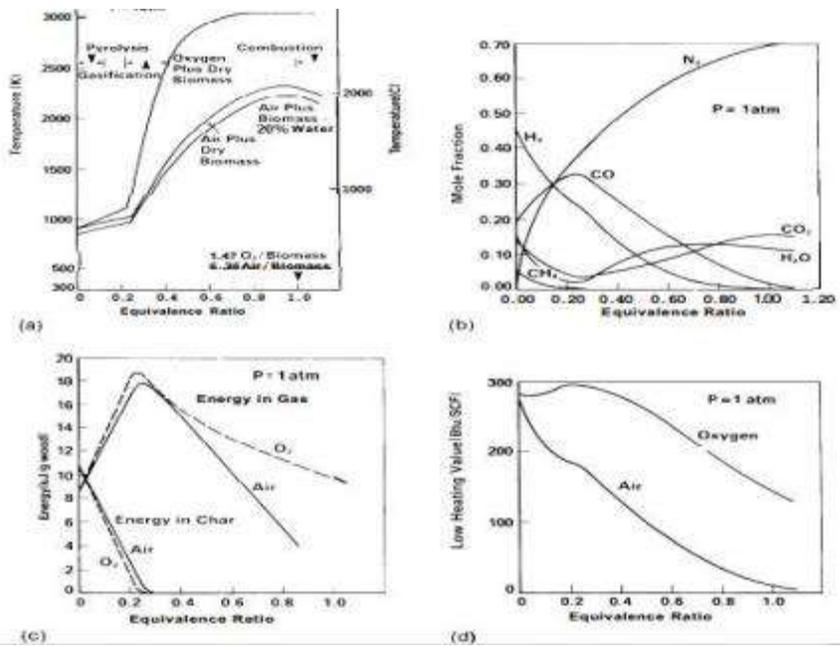
Equivalen ratio dari proses gasifikasi merupakan salah satu parameter paling penting untuk penyesuaian kondisi operasi (Ramirez et al., 2007). Udara bahan bakar stokiometri untuk pembakaran gasifikasi biomassa dapat diperoleh dari (Handika alim, 2009):

$$(A/F)_s = \frac{1}{0,23} \left(\frac{8}{3} C + H_2 + S - O_2 \right) \quad (10)$$

Udara bahan bakar aktual untuk pembakaran gasifikasi biomassa dapat diperoleh dari:

$$AFR_{\text{actual}} = \frac{m \text{ udara}}{m \text{ bahan bakar}} \quad (11)$$

Gambar dibawah ini menunjukkan pengaruh ER terhadap proses gasifikasi tipe downdraft



Gambar 2.6 Efek perubahan ER terhadap (a) temperatur pembakaran biomassa dengan komposisi atom $CH_{1,4}O_{0,6}$ bereaksi dengan udara dan oksigen; (b) komposisi ekuilibrium saat bereaksi dengan udara; (c) kandungan fase padat dan gas; (d) Nilai kalor bawah (Reed dan Das, 1988, diperoleh dari Reed, 1981)

Oksigen yang digunakan dalam proses gasifikasi menentukan produk dan temperatur dari reaksi. Disaat reaksi menggunakan oksigen dalam jumlah sangat sedikit ataupun tidak sama sekali ($ER = 0$) maka dapat diindikasikan terjadi proses pirolisis, bila oksigen yang digunakan kurang dari kondisi stoikiometris ($ER < 1$) maka kemungkinan reaksi berlangsung pada proses gasifikasi, bila oksigen yang digunakan lebih besar atau sama dengan kondisi stoikiometris ($ER = 1$) maka bisa dipastikan berlangsung proses oksidasi/pembakaran sempurna.

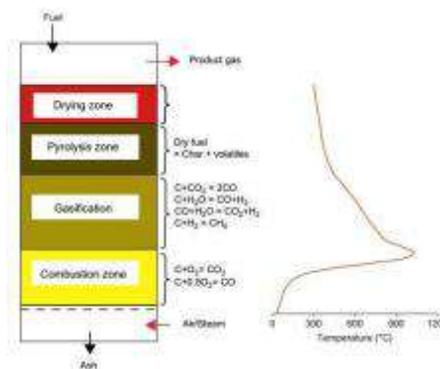
Reaksi gasifikasi secara umum akan terjadi saat ER antara 0,2 dan 0,3. Reed dan Das (1988) menyebutkan bahwa pada reaktor gasifikasi *downdraft* proses gasifikasi beroperasi secara optimal saat $ER = 0,25$. Gambar 2.6 menunjukkan efek dari ER terhadap temperatur, fraksi mol, energi pada gas dan padatan, serta nilai kalor bawah *syngas*. Pada $ER = 0,25$ ini seluruh arang dapat terkonversi menjadi gas, dan fraksi energi dari biomassa yang terkonversi menjadi gas CO mencapai maksimum. Bila terjadi kekurangan oksigen maka sejumlah arang tidak terkonversi; bila terjadi

kelebihan oksigen maka sejumlah gas akan ikut terbakar dan temperatur akan naik dengan cepat. Sehingga sangat diinginkan untuk mengoperasikan reaktor gasifikasi sebisa mungkin pada kondisi $ER = 0,25$.

Pada reaktor gasifikasi tipe *downdraft*, pengoperasian pada kondisi ER yang lebih rendah dapat menimbulkan adanya arang yang berlebihan dan tertimbun diatas *bed/grate* dalam reaktor, kecuali bila *grate* digetarkan atau dilakukan penyapuan sehingga arang akan jatuh pada kotak abu. Pengoperasian pada kondisi ER yang lebih tinggi dari 0,25 akan mengurangi arang dan temperatur naik dengan cepat.

2. Suhu reaktor gasifikasi

Dalam setiap langkah proses gasifikasi yang terjadi dalam reaktor gasifikasi selalu berhubungan erat dengan temperatur untuk masing-masing proses, sehingga dalam satu reaktor gasifikasi terdapat profil sebaran suhu yang dapat merepresentasikan masing-masing zona dari proses gasifikasi. Seperti yang telah disebutkan sebelumnya, bahwa suhu ini juga terkait dengan nilai *equivalence ratio*. Selain itu suhu atau profil suhu pada reaktor gasifikasi juga dipengaruhi oleh faktor parameter yang lain, seperti : properti biomassa, *superficial velocity*, suhu media gasifikasi, insulator, dan yang lainnya. Pada sisi lain suhu reaktor gasifikasi menjadi penentu dari beberapa parameter unjuk kerja dari reaktor gasifikasi, seperti : tingkat keadaan abu, komposisi dan keberadaan tar pada *syngas*. Gambar 2.7 dibawah ini merupakan contoh profil suhu pada reaktor gasifikasi jenis *downdraft*.



Gambar 2.7 Profil suhu dan zona pada reaktor gasifikasi *downdraft* (Basu, 2013)

Pada gambar 2.7 diatas terlihat bahwa suhu tertinggi terjadi pada zona gasifikasi dan pembakaran terjadi pada kisaran suhu 900 C hingga 1200 C.

3. *Pressure Drop* (ΔP)

Pressure drop adalah salah satu parameter operasi yang penting dalam proses gasifikasi. *Pressure drop* menunjukkan perbedaan tekanan gas didalam reaktor dengan tekanan gas disisi outlet reaktor. Salah satu penyebab utama tingginya *pressure drop* adalah adanya penumpukan abu di atas *grade*. (M.Simeoene, et al,2012) dalam penelitiannya menyebutkan bahwa bentuk dan jumlah abu yang dihasilkan selama proses gasifikasi serbuk gergaji kayu dan biji bunga matahari sangat mempengaruhi parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas*. Semakin besar bentuk dan jumlah abu yang dihasilkan pada zona reduksi, maka parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas* akan semakin meningkat. Hal ini terjadi karena adanya hambatan aliran *syngas* kesisi *outlet* reaktor akibat adanya penumpukan abu di atas *grate*.

2.1.2.5 Parameter Performa gasifikasi

Dalam meninjau performa gasifikasi ada beberapa hal yang menjadi parameter. (Basu, P, 2010) menjelaskan bahwa parameter prestasi sistem gasifikasi dapat diukur menggunakan indicator dibawah ini (Basu, P, 2010):

1. *Gas Production Rate*

Gas Production Rate dihitung untuk mengetahui laju produksi gas yang dihasilkan dari proses gasifikasi. Laju aliran gas dapat diukur dengan orifice, venturi, tabung pitot atau rotameter ditempatkan dialiran gas. Laju aliran gas (m^3/s) dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$Gas\ production\ Rate = \frac{Syngas\ Flow\ rate}{Biomass\ feeding\ rate} \quad (12)$$

2. Kualitas gas dan *Low heating value* (LHV) *syngas*

Parameter yang dilihat untuk melihat kualitas gas adalah komposisi CO, H₂, CH₄, dan kandungan tar. Komposisi gas CO, H₂, CH₄ dilihat dari hasil

pengujian menggunakan *Gas Cromatografi* di LPPM ITS. Kemudian untuk kandungan tar ditentukan menggunakan teknik Brandt *et al* (2000).

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

$$LHV_{syngas} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot LHV_i) \quad (13)$$

$$LHV_{syngas} = 12696 \cdot (\text{CO}) + 10768 \cdot (\text{CH}_4) + 35866 \cdot (\text{H}_2)$$

Dimana Y_i adalah konsentrasi gas yang dapat terbakar (CO, H₂, CH₄), LHV_i adalah LHV senyawa *syngas*.

3. Cold Gas Efficiency

Cold Gas Efficiency adalah jumlah energy yang masuk selama energy 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 efisiensi ini dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\eta_{cg} = \frac{Q_g \cdot M_g}{LHV_f \cdot M_f} \quad (14)$$

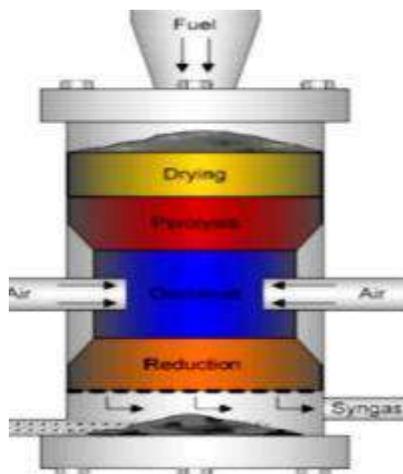
Dimana LHV_f adalah *lower heating value* dari bahan bakar padat. Terkadang gas yang dibakar dalam tungku atau boiler dapat didinginkan, dapat menyebabkan penggunaan energi yang lebih besar. Oleh karena itu, dengan mengambil panas sensible yang masuk dari gas panas ke dalam system, sehingga *hot gas efficiency* (η_{hg}) dapat ditentukan dengan menggunakan rumus:

$$\eta_{hg} = \frac{Q_g \cdot M_g + C_p \cdot M_g (T_f - T_o)}{LHV_f \cdot M_f} \quad (15)$$

Dimana T_f adalah temperature gas keluar dari *gasifier* atau dibagian masuk *burner*. T_o adalah temperatur bahan bakar yang masuk kedalam *gasifier*. *hot gas efficiency* mengasumsikan kehilangan panas karena pemanasan *char* yang tidak terkonversi.

2.1.3 Reaktor tipe *downdraft*

Bahan bakar biomassa pada reaktor jenis *downdraft* dimasukkan kedalam reaktor melalui bagian atas reaktor kemudian bergerak kebawah melewati *grate* dan keluar dari bagian bawah reaktor. Media gasifikasi dimasukkan dalam reaktor melalui *nozzle* yang berada disekeliling batas antara zona pembakaran dan zona reduksi. Kelebihan dari reaktor jenis *downdraft* adalah kadar tar yang dihasilkan pada proses gasifikasi lebih rendah dibandingkan tipe yang lain. Salah satu karakter fisik dari reaktor jenis ini yaitu adanya *throat* yang merupakan pengecilan area pada zona reduksi. Pengecilan area ini dimaksudkan untuk memaksa agar seluruh hasil proses pirolisis melewati bagian yang menyempit dan panas sehingga dihasilkan distribusi temperatur yang lebih seragam dan juga mendorong sebagian tar untuk terurai (*cracked*). Pada reaktor jenis ini terdapat fenomena yang dinamakan *flaming pyrolysis*, yaitu terbakarnya sebagian dari gas hasil pirolisis sebelum memasuki zona reduksi sehingga energi panas yang dibutuhkan untuk proses *drying*, pirolisis, dan reduksi didapatkan dari peristiwa tersebut. Gambar 2.8 memperlihatkan skema reaktor jenis *downdraft*.

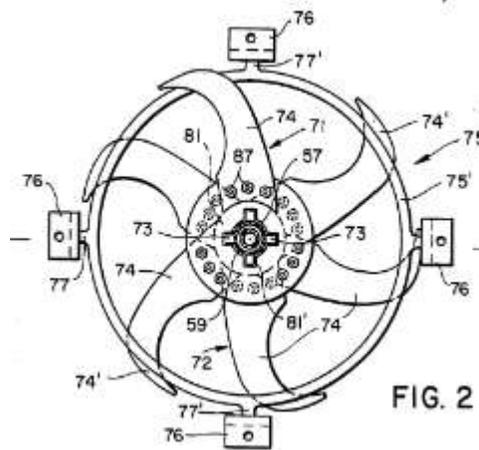


Gambar 2.8 Reaktor tipe *downdraft*

2.1.4. *Ash sweeping rejection*

Ash sweeping rejection adalah mekanisme penyapuan abu di atas *grate* di zona reduksi yang bertujuan untuk memperlancar proses pembuangan abu pada

proses gasifikasi. Abu yang tidak terbang ke dalam tabung penampung residu, dan menumpuk di atas *grate* akan mempengaruhi kualitas *syngas* yang dihasilkan, karena akan menghalangi aliran *syngas* yang kesisi luar reaktor, dan akan mengganggu parameter operasi lain seperti distribusi temperatur, *pressure drop*, dll. Pada umumnya bahan yang digunakan sebagai penyapu abu adalah baja *stainless* tahan panas diatas 1000° C dan digerakan oleh motor listrik atau secara manual dengan tuas/ *handle*. Gambar 2.9 dibawah ini menunjukkan salah satu contoh bentuk *blade* penyapu abu pada reaktor jenis *downdraft*.

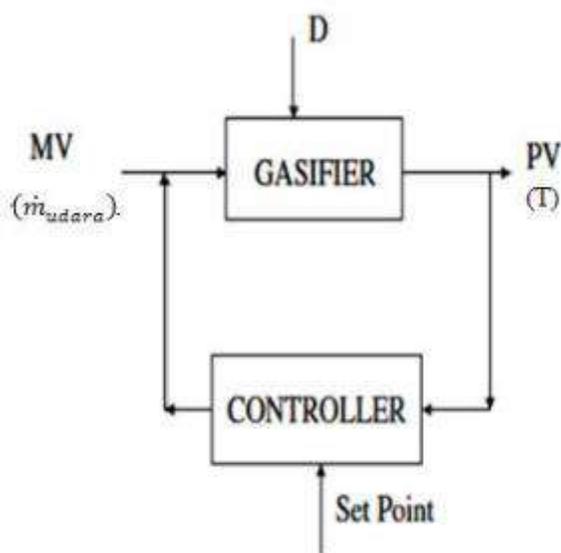


Gambar 2.9 *Blade* penyapu abu reaktor jenis *downdraft*

2.1.5 *Setting point* suhu oksidasi pengendali otomatis

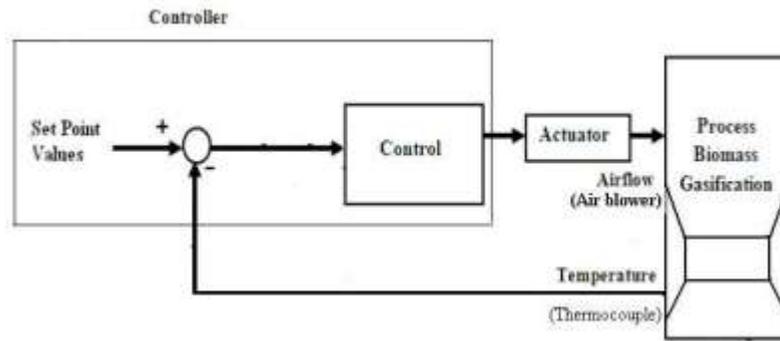
Suhu di zona oksidasi ternyata menjadi sebuah faktor paling utama dalam proses gasifikasi karena memiliki pengaruh yang besar terhadap proses gasifikasi sehingga bila suhu ini dapat selalu diawasi dan dikendalikan maka kualitas dan kuantitas *syngas* dapat dikendalikan. Sistem pengendalian otomatis proses gasifikasi pada reaktor gasifikasi dapat dilakukan dengan suhu sebagai parameter terukur. Bila suhu reaktor gasifikasi (T) adalah parameter yang diukur dan kemudian dikendalikan, maka *equivalence ratio* (ER) adalah parameter yang dapat digunakan sebagai pengendali tingkatan suhu dalam reaktor gasifikasi. Perubahan ER dalam hal ini dapat direpresentasikan pada perubahan laju alir massa media gasifikasi. Selain itu

terdapat parameter-parameter lain yang tidak terukur dan tidak terkendali yang nantinya akan mengakibatkan perubahan suhu, parameter parameter ini disebut sebagai parameter pengganggu/*disturbance* (D), contohnya adalah : kadar kelembaban biomassa yang berubah-ubah, *feed rate* biomassa yang tidak konstan, ukuran fisik partikel biomassa yang tidak seragam, densitas biomassa yang heterogen, dan yang lainnya. Dari beberapa faktor pengganggu yang telah disebutkan kadar kelembaban biomassa adalah faktor yang sangat mengganggu proses gasifikasi.



Gambar 2.10 Blok diagram dasar dari proses gasifikasi

Pada gambar 2.10 dapat dilihat blok diagram dasar dari proses gasifikasi, dari gambar dapat dilihat beberapa jenis variabel yang membangun proses gasifikasi, yaitu *process variable* (PV) dalam hal ini dapat berupa parameter operasional dari reaktor gasifikasi, contohnya adalah temperatur. Variabel dalam otomasi berikutnya adalah variabel termanipulasi/*manipulated variabel* (MV), yang biasanya merupakan parameter operasional dari reaktor gasifikasi. Dan yang terakhir adalah variabel pengganggu (D), yang merupakan parameter-parameter yang bisa mengakibatkan perubahan parameter kondisi operasi (T). Gambar 2.11 adalah gambar diagram blok sistem pengendalian proses gasifikasi dengan menggunakan temperatur sebagai variabel proses, dan laju alir massa udara sebagai variabel termanipulasi.

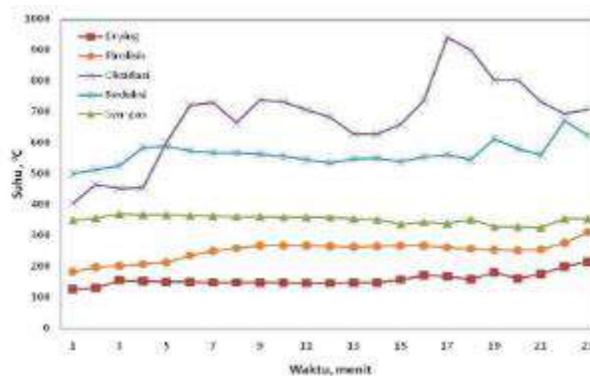


Gambar 2.11 Diagram blok sistem pengendalian proses dalam reaktor gasifikasi (Indarto, 2014)

2.2. Penelitian-penelitian terdahulu

2.2.1. Reaktor jenis *Downdraft*

(Sudarmanta B, 2009) melakukan penelitian tentang karakterisasi biomassa sekam padi menggunakan reaktor *downdraft* dengan dua tingkat laluan udara dengan kondisi udara dipanaskan. Pada penelitian ini laluan udara pertama dilewatkan dari atas dan laluan udara kedua pada zona oksidasi parsial.



Gambar 2.12 Profil distribusi suhu sepanjang reaktor dengan dua laluan udara

Gambar 2.12 menunjukkan distribusi suhu sepanjang reaktor yang diperoleh pada zona *drying* berkisar antara 100-150 °C, pada zona ini hanya terjadi pelepasan kandungan uap air. Suhu di zona pirolisis sebesar 300 °C, pada zona pirolisis biomassa mengalami dekomposisi termal menjadi arang karbon, tar dan gas. Sisa arang karbon dan hidrogen akan mengalami proses oksidasi parsial hingga mencapai suhu 960 °C. Kecenderungan kurva suhu pada zona oksidasi parsial ini adalah terjadinya fluktuasi nilai suhu oksidasi. Secara general, fenomena tersebut

dapat disebabkan deflagrasi O₂ akibat dari akumulasi lokal. Hal ini memberikan suatu inspirasi bahwa pengaturan masukan agen gasifikasi, baik itu berupa udara, O₂ maupun steam membutuhkan suatu mekanisme pengaturan yang baik.

Indarto (2014) melakukan serangkaian penelitian gasifikasi *downdraft* dengan kontrol suhu otomatis pada zona *partial combustion* agar dapat diketahui pengaruh penggunaannya terhadap produktifitas dan kualitas *syngas* yang dihasilkan serta korelasi penggunaan sistem pengendali suhu otomatis gasifikasi dengan kapasitas gasifikasi. Hasil komposisi syngas pada penelitian tersebut disajikan dalam tabel 2.2 dibawah ini :

Tabel 2.2 Komposisi senyawa dalam *syngas* hasil proses gasifikasi briket *MSW* menggunakan *Gas Control Unit (GCU)*

| Setpoint Value (°C) | Konsentrasi kandungan synthetic-gas | | | | | |
|---------------------|-------------------------------------|------------------------|-------------------------|-------------------------|------------------------|------------------------|
| | CO (% Vol) | H ₂ (% Vol) | CH ₄ (% Vol) | CO ₂ (% Vol) | N ₂ (% Vol) | O ₂ (% Vol) |
| 500 | 9,12 | 6,38 | 4,29 | 0,21 | 65,62 | 14,38 |
| 750 | 8,77 | 7,91 | 3,13 | 0,20 | 67,91 | 12,09 |

Tabel 2.5 menunjukkan komposisi *syngas* lebih meningkat ketika menggunakan *GCU*. Peningkatan komposisi *syngas* seiring dengan peningkatan suhu rata-rata zona parsial. Pengaturan laju udara minimum saat setpoint value suhu tercapai mengakibatkan komposisi senyawa dalam *syngas* menghasilkan nilai yang berbeda untuk kondisi suhu *partial combustion* yang terjadi.

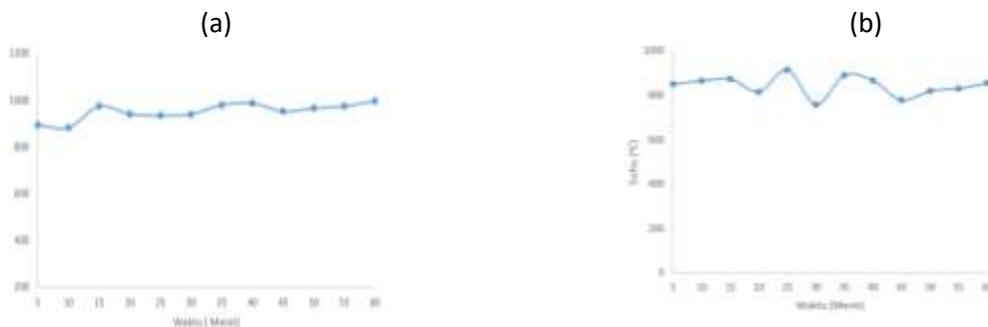
2.2.2 Pengaruh mekanisme penyapu abu terhadap laju pengeluaran abu dan kestabilan suhu di zona oksidasi dan reduksi

Fernando Nahampun (2016) telah melakukan modifikasi reaktor jenis *single bed downdraft* dengan menambahkan sebuah alat penyapu berbentuk sirip yang terbuat dari bahan *Round Bar AISI 310s (heat resistant)* yaitu besi tahan panas pada dengan skala 1100-1250° C. Gambar 2.13 menjelaskan bahwa penambahan alat

penyapu abu mampu untuk mengurangi jumlah gumpalan abu dibawah reactor dengan laju pengeluaran residu sebesar 0,45 gram/s. Sedangkan gambar 2.14 memberikan informasi pengaruh signifikan penambahan penyapu terhadap kestabilan suhu di zona oksidasi (a), dan zona reduksi (b). Penelitian tersebut juga memberikan informasi bahwa penumpukan gumpalan abu di zona reduksi yang tidak tersaring ke tempat penampung residu, akan menghambat aliran gas hasil pembakaran ke pipa pembuangan, bahkan sebagian akan terbakar lagi. Hal ini tentunya akan mempengaruhi jumlah produksi *syngas* yang dihasilkan dan kualitas *syngas* akan menurun.



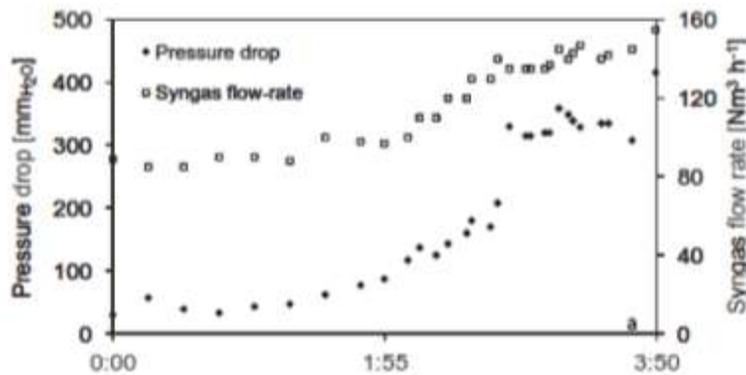
Gambar 2.13 Grafik pengaruh penambahan penyapu abu terhadap laju pengeluaran residu (**Fernando Nahampun , 2016**)



Gambar 2.14 Grafik pengaruh penambahan penyapu abu terhadap kestabilan suhu di zona oksidasi (a) ; zona reduksi (b) (**Fernando Nahampun, 2016**)

2.2.3. Pengaruh produksi abu terhadap *pressure drop* dan laju aliran *syngas*

(**M.Simeoene, et al, 2012**) telah melakukan penelitian terhadap proses gasifikasi berbahan bakar serbuk gergaji kayu dan biji bunga matahari yang sudah dibentuk pellet. Dari penelitian tersebut menyebutkan bahwa bentuk dan jumlah abu yang dihasilkan selama proses gasifikasi sangat mempengaruhi parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas*. Gambar 2.15 menjelaskan bahwa semakin lama proses gasifikasi berlangsung, menyebabkan parameter *pressure drop* (ΔP) dan laju aliran massa *syngas* akan semakin meningkat. Hal ini terjadi karena produksi abu semakin meningkat diatas *grate* yang menyebabkan hambatan aliran *syngas* kesisi *outlet*.



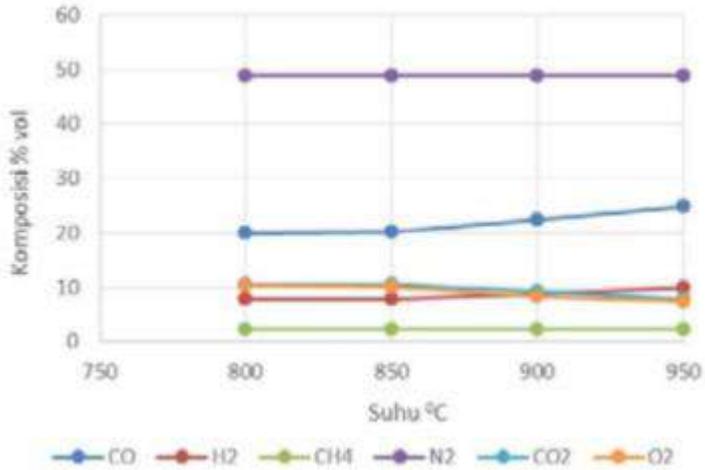
Gambar 2.15 Grafik gasifikasi pellet serbuk gergaji dan biji bunga matahari

(**M.Simeoene, et al, 2012**)

2.2.4 Pengaruh pengendali suhu otomatis di zona oksidasi terhadap kualitas *syngas*

(**M.Aji trianto, 017**) telah melakukan penelitian terkait pengaruh pengendali suhu otomatis terhadap komposisi *syngas* yang dihasilkan pada proses gasifikasi MSW. Hasil dari penelitian tersebut dapat dilihat pada gambar 2.16. Pada nilai set point 800 °C ke 850 °C presentase volumetrik untuk CO dan H₂ sebesar 0,16% dan 0,10%. Sedangkan untuk nilai set point 850 °C ke 900 °C dan 900 °C ke 950 °C presentase volumetrik untuk CO dan H₂ meningkat sebesar 2,24% dan 0,84%, serta

2,38% dan 1,14%. Hal ini disebabkan semakin tinggi temperatur suhu oksidasi maka produksi gas Co dan H₂ semakin meningkat. Namun untuk kandungan CH₄ tidak mengalami peningkatan yang signifikan karenalaju reaksi *methanion* sangat lambat



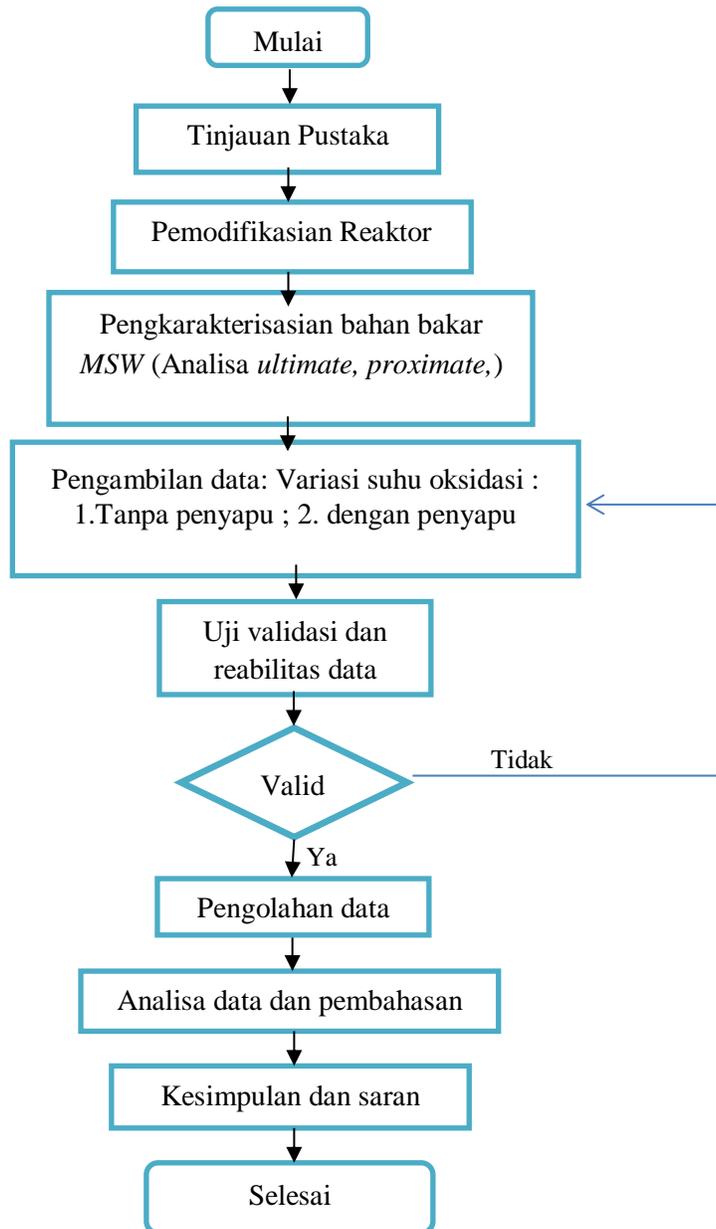
Gambar 2.16. Pengaruh pengendali suhu otomatis di zona oksidasi terhadap kualitas syngas (M.Aji T, 2017)

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Metode penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan metode eksperimental. Alur pelaksanaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan mengikuti *flow chart* seperti gambar 3.1 dibawah ini :



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

Berdasarkan *flow chart* penelitian yang telah dibuat diatas maka dapat dijelaskan bahwa penelitian dilaksanakan dengan metode eksperimental. Alur pelaksanaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan adalah sebagai berikut:

1. Tinjauan pustaka

Penelitian ini diawali dengan studi pustaka yaitu dengan melakukan review terhadap jurnal-jurnal yang berkaitan dengan rencana penelitian dan topik thesis yang diambil yaitu pengaruh variasi temperatur set point terhadap karakteristik produk *syngas* pada reaktor jenis downdraft dengan mekanisme penyapuan abu di zona reduksi. Selain itu dilakukan pula pengumpulan informasi yang berasal dari buku dan tugas akhir yang berupa skripsi atau thesis untuk memperkuat dasar teori yang digunakan.

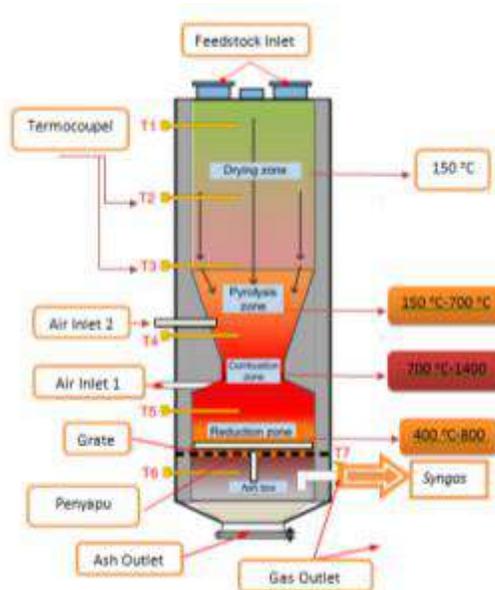
2. Pemodelan Reaktor

Modifikasi reaktor ini dilakukan pada reaktor downdraft yang ada di Laboratorium Teknik Pembakaran Teknik Mesin ITS. Pemodelan dilakukan di laboratorium pembakaran teknik mesin Institut Teknologi Sepuluh November (ITS). Modifikasi reaktor ini menggunakan metode penambahan masukan udara pada zona pirolisis dan juga penambahan mekanisme penyapuan abu di zona reduksi untuk memaksimalkan proses pembuangan residu. Metode ini diharapkan bisa meningkatkan performansi gasifikasi yaitu meningkatkan kualitas *syngas*, LHV dari *syngas* ($>45 \text{ Mj/Nm}^3$), efisiensi gas dingin ($>70\%$), dan menurunkan kandungan tar ($<100 \text{ mg/Nm}^3$).

a) Peletakan dan pembuatan masukan udara zona pirolisis

Dalam penelitian ini reaktor tipe downdraft dimodifikasi dengan menambahkan lubang masukan udara pada zona pirolisis tepat diatas zona oksidasi (gambar 3.1). Dalam penelitian ini metode untuk menentukan titik zona pirolisis diambil dari data profil suhu percobaan awal yang dilakukan selama satu pembakaran hanya dengan menggunakan udara tunggal. Termokopel tipe K sebanyak delapan buah dipasang sepanjang ketinggian reaktor. Untuk penyalaan awal bahan bakar diisikan kedalam reaktor sampai pada batas nozzle kemudian blower dinyalakan untuk menginjeksikan udara kedalam reaktor dan udara diatur sesuai dengan yang dibutuhkan. Setelah api menyala selanjutnya bahan bakar

dimasukkan kedalam reaktor sampai penuh berikutnya tutup reaktor. Blower terus dinyalakan untuk menyuplai udara kedalam reaktor hingga bahan bakar terbakar seluruhnya dan menghasilkan gas produksi. Pengambilan data suhu sudah bisa diambil ketika telah tercapai kondisi *steady* dimana gas yang dihasilkan dapat dinyalakan yang artinya *syngas* telah mengandung komponen gas mampu bakar.



Gambar 3.2 Skema hasil modifikasi reaktor jenis downdraft

Data suhu yang telah diperoleh dari hasil percobaan dianalisa untuk menentukan letak masukan udara pada zona pirolisis dengan membagi range suhu untuk masing-masing zona. Zona pengeringan dibawah 150 °C, zona pirolisis (150-700 °C) dan zona oksidasi parsial (700-1400 °C). Suhu maksimum pada zona pirolisis akan dipilih nantinya sebagai letak masukan udaranya karena ketika suhu di zona pirolisis mencapai temperatur maksimum biomassa telah menjadi arang dan mulai terjadi retak tar (jarunghammachote et all, 2012).

b) Penambahan penyapu abu di zona reduksi

Penambahan penyapu abu bertujuan untuk memaksimalkan proses pembuangan residu pada tabung penampung abu. Penyapu yang digunakan terbuat dari plat berbahan besi tahan panas (1200°C) yang dipasang pada grade,

dimana penyapu dapat berputar 360° dan digerakkan oleh motor listrik (Gambar 3.2).

3. Pengkarakterisasian bahan bakar

Bahan biomassa yang akan digunakan pada penelitian ini adalah Pelet *MSW* yang memiliki komposisi 60 % sampah organik (sampah kompos, serbuk kayu, dan sedikit kanji untuk merekatkan) dan 40% anorganik (sampah plastik *Polypropylene*) (Indarto, 2015). Pelet yang digunakan memiliki ukuran diameter 6 mm dan rata-rata panjang 15 mm (Rollinson,2017). Bahan organik dalam briket *MSW* ini adalah : sampah dapur (sayur mayur dan sisa makanan), bermacam jenis kertas, dan potongan tumbuh-tumbuhan (kayu, ranting, dan dedaunan). Bahan anorganik dalam pelet *MSW* ini sebagian besar adalah plastik, terutama plastik yang tidak terambil oleh pemulung seperti contohnya : tas kresek, plastik bungkus, dan styrofoam. Sebelum dipeletkan seluruh bahan telah melalui proses pencacahan hingga ukuran partikel tertentu. Seluruh proses pemeletan akan dilakukan di laboratorium jurusan Teknik Mesin ITS. Sebelum digunakan dalam eksperimen, Pelet *MSW* tersebut akan diukur kandungan airnya, dan nilai kalornya di Laboratorium Pusat Studi Energi dan Rekayasa LPPM ITS. Berikut Pengujian properties biomassa pellet *MSW* :

a) Analisa *Ultimate*

Pada pengujian ini dapat diketahui karakteristik kandungan komposisi dari karbon, hidrogen, nitrogen, belerang, dan oksigen yang dimiliki oleh bahan baku.

b) Analisa *Proximate*

Pada pengujian ini dianalisa mengenai kadar kandungan moisture content, volatil matter, fixed carbon, dan abu yang dimilikinya.

Untuk analisa ultimate diambil pendekatan dari penelitian Zhou,dkk(2014)[9] untuk mendapatkan nilai pengujian analisa ultimate yang lebih spesifik, sebagai referensi dalam pengujian. Berhubung dengan jenis briket *MSW* yang digunakan sama. sedangkan analisa proxymate dan Analisa Nilai Kalor dilakukan pengujian di laboratorium pusat studi energi dan rekayasa LPPM ITS.

Tabel 3.1. analisa *proximate* dan *ultimate MSW*

| Jenis Uji | Parameter | Satuan | Hasil | |
|---------------|-----------------|--------|-------|-------|
| Uji Ultimate | Komponen | C | % wt | 39,83 |
| | | H | % wt | 6,7 |
| | | O | % wt | 38,11 |
| | | N | % wt | 0,35 |
| | | S | % wt | 0,14 |
| Uji Proximate | Mouisture | % wt | 9,82 | |
| | Ash content | % wt | 14,71 | |
| | volatile matter | % wt | 65,78 | |
| | Fixed carbon | % wt | 9,69 | |
| | HHV | kJ/kg | 13843 | |

4. Pengambilan data

Pengambilan data pada gasifier dilakukan pada beberapa titik pengukuran. Komponen data yang diambil diperoleh dari alat ukur yang terpasang pada instalasi mulai dari unit gasifier hingga unit pengkondisian syngas. Proses pengambilan data operasional dilakukan setelah system mencapai kondisi steady dimana gas yang telah dihasilkan dapat dinyalakan yang artinya syngas telah mengandung komponen gas mampu bakar.

5. Uji validasi data

Uji validitas data dilakukan apabila nantinya dalam pengambilan data banyak variabel tidak tetap yang menjadi komponen terhadap sebuah variabel tetap (banyak variasi). Hal ini dilakukan untuk mengetahui hubungan antar data sehingga memperkecil kemungkinan adanya kesalahan intepretasi terhadap hasil yang diperoleh.

6. Analisa dan pembahasan

Analisa dan pembahasan dilakukan untuk mengolah data yang diperoleh dari alat ukur hasil pengujian dan juga untuk mendapatkan hasil yang tidak didapatkan dari pembacaan alat ukur. Analisa data dan pembahasan yang akan dilakukan dalam penelitian ini adalah distribusi temperatur, parameter kinerja seperti *cold gas*

efficiency dan *hot gas efficiency*, *gas production rate*, analisis kandungan gas (CO, CH₄ dan H₂), kandungan tar dalam gas.

7. Kesimpulan dan Saran

Kesimpulan dan saran memberikan penjelasan atas hasil penelitian yang telah dilakukan berdasarkan tujuan yang telah ditentukan dan memberikan saran tentang kekurangan dari hasil penelitian.

3.2. Metode Pengambilan data

1. Rencana Penelitian

a) Parameter rencana penelitian

Rencana penelitian dibuat untuk mengetahui parameter apa saja yang akan diukur dan parameter apa saja yang akan dihitung nantinya (tabel 3.2). Hal ini untuk mempermudah dalam proses peletakan alat ukur dan pengambilan data.

Tabel 3.2 Parameter Rencana Penelitian

| Parameter Input | | Parameter Output | |
|--|---|---|---|
| Variabel terkontrol | Variabel berubah | Variable diukur | Variable dihitung |
| <ul style="list-style-type: none"> • Intensitas penyapuan abu (5menit,10 menit, tanpa dilakukan penyapuan abu) | <ul style="list-style-type: none"> • Setting point suhu oksidasi (,950,1000,1050, 1100 °C) | <ul style="list-style-type: none"> • $t_{operasi}$ (menit) • m_{bb} (kg) • $V_{in\ udara}$ (Nm³/h) • $V_{gas\ out}$ (Nm³/h) • $T_{reduksi}$ (°C) • $T_{oksidasi}$ (°C) • $T_{pirolisis}$ (°C) • T_{drying} (°C) • m_{abu} • Komposisi gas CO, CO₂, CH₄, H₂, N₂, O₂ • massa tar • <i>Pressure Drop</i> | <ul style="list-style-type: none"> • <i>Biomass feeding rate</i> (kg/jam) • <i>Gas production rate</i> (Nm³/kg) • <i>Syngas heating value</i> (Mj/ Nm³) • <i>Cold gas efficiency</i> (%) • Kandungan Tar |

b) Skema pengambilan data

Untuk skema penelitian dalam pengambilan data dapat terlihat pada tabel 3.3 dibawah ini :

Tabel 3.3 Skema pengambilan data

| Variabel terkontrol | Variabel bebas | Variabel terukur | | | | | | |
|--------------------------|--------------------|-----------------------|-------------|----------|-----------|-----------------|-----------------|------------|
| | | \dot{m}_{bb} (kg/s) | Tdrying(°C) | Toks(°C) | Tpiro(°C) | \dot{m}_{abu} | \dot{m}_{tar} | ΔP |
| Intensitas penyapuan abu | Set poin suhu (°C) | | | | | | | |
| | 900 | | | | | | | |
| | 950 | | | | | | | |
| | 1000 | | | | | | | |
| | 1050 | | | | | | | |
| Setiap 5 menit | 1100 | | | | | | | |
| | 900 | | | | | | | |
| | 950 | | | | | | | |
| | 1000 | | | | | | | |
| | 1050 | | | | | | | |
| Setiap 10 menit | 1100 | | | | | | | |
| | 900 | | | | | | | |
| | 950 | | | | | | | |
| | 1000 | | | | | | | |
| | 1050 | | | | | | | |
| tanpa penyapuan | 1100 | | | | | | | |
| | 900 | | | | | | | |
| | 950 | | | | | | | |
| | 1000 | | | | | | | |
| | 1050 | | | | | | | |

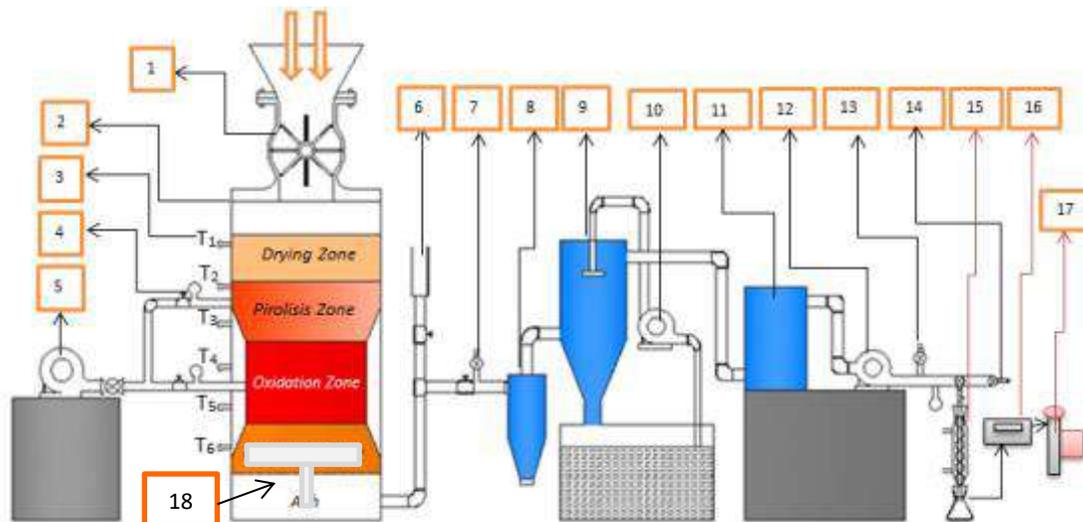
2. Skema peralatan penelitian dan sistem pengukuran

Peralatan eksperimen dan sistem pengukuran pada penelitian gasifikasi pellet MSW dengan mekanisme penyapu abu pada grade diperlihatkan pada gambar 3.3. Peralatan mekanik terdiri dari reaktor gasifikasi, cyclone, water scrubber, blower, induced fan, drying filter, kondensor tar, pompa vakum, pipa dan katup. Sistem pengumpulan data terdiri dari beberapa alat ukur, perangkat akuisisi data (data logger), *pitot-static tube*, gas flow meter, sensor suhu (termokopel tipe-K).

Reaktor dibangun dari baja karbon dengan lapisan bagian dalam tahan api, dengan diameter 0,35 m dan tinggi 2,5 m, dan pengisian biomassa melalui bagian atas reaktor secara kontinyu dengan kapasitas 6 kg/jam. Tujuh termokopel (tipe-K) dipasang untuk mengukur profil temperatur sepanjang ketinggian reaktor.

Letak masukan udara terletak di zona oksidasi parsial, pada pipa masukan udara dipasang sebuah rotameter dengan katup sebagai pengatur laju aliran udaranya. Nozel keluaran syngas terletak 10 cm dari bawah juga dipasang rotameter untuk

menghitung laju aliran syngas. Bagian paling bawah terdapat grate yang dilengkapi mekanisme penyapuan abu untuk memaksimalkan proses pengeluaran abu. Untuk bagian atas diberi pengaduk agar biomassa mengalir lancar dan tercampur secara homogen.



Keterangan Gambar:

- | | | | |
|------------------------|----------------------|--------------------|---------------------|
| 1) Hopper, | 5) Blower | 9) Water scrubber, | 14) Gas sampling, |
| 2) Downdraft Gasifier, | 6) Flare Point, (13) | 10) Pompa air, | 15) Kondensor tar, |
| 3) Termokopel, | 7) Gas sampling | 11) Dry filter, | 16) Gas flow meter, |
| 4) Rotameter, | 8) Cyclone, | 12) Pompa hisap, | 17) pompa vakum |
| | | | 18) penyapu abu |

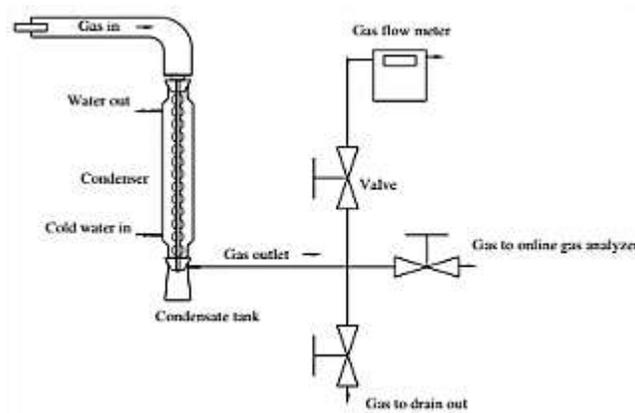
Gambar 3.3. Skema peralatan penelitian

Bagian sekunder merupakan bagian sistem pembersihan syngas dari kotoran seperti tar. Sistem pembersihan pada penelitian menggunakan cyclone yang berfungsi sebagai pembersih kandungan debu dan partikel dan digunakan juga untuk proses dedusting yang dilengkapi dengan insulasi panas untuk mencegah terjadinya kondensasi tar. Selanjutnya gas akan melewati water scrubber untuk menghilangkan kadar air, menurunkan temperatur dan menangkap tar dalam syngas. Kemudian gas akan melewati dry filter yang dibuat dari drum kecil yang nantinya akan diisi arang yang berfungsi sebagai penangkap tar dan agar syngas yang keluar tidak mengandung air. Bagian sekunder lainnya terdapat induced fan yang berfungsi sebagai penghisap syngas.

Konten tar dalam dalam syngas diukur menggunakan teknik Brandt et al. (2000) dengan peralatan pengambilan sampel tar terdiri dari kondenser , wadah tar, gas flow meter, dan pompa vakum (gambar 3.4). Berat tar yang terkumpul dapat diukur setelah cairan dalam gelas benar-benar kering dalam waktu tertentu. Kandungan tar kemudian dihitung menggunakan persamaan (Jaojaruek, K *et al* 2011):

$$\text{Kandungan tar} = \frac{M_{tar}}{V_{\text{sampling gas}}} \quad (17)$$

Dimana M_{tar} adalah berat tar dalam gas $V_{\text{sampling gas}}$ adalah volume yang sesuai dari gas sampel selama tar dikumpulkan dalam wadah tar.



Gambar 3.4. sistem pengambilan sampel tar dalam syngas (Jaojaruek, K *et al* 2011)

3.3. Alat Uji

Berdasarkan skema pengujian pada gambar 3.3, terdapat alat-alat uji yang akan digunakan pada penelitian ini antara lain sebagai berikut:

1. Reaktor Gasifikasi

Reaktor gasifikasi yang digunakan bertipe downdraft yang telah dilengkapi dengan mekanisme penyapu abu (*ash sweeping*). Jenis reactor dan dimensinya terlihat seperti gambar 3.5.

3. Pengendali suhu

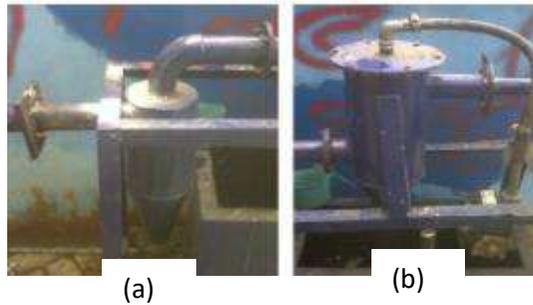
Alat pengendali suhu digunakan untuk mengendalikan suhu agar selalu berada pada set point yang ditentukan dengan mengatur putaran motor pada blower sehingga laju aliran massa udara yang masuk kedalam reaktor gasifikasi dapat berubah dan suhu di reaktor dapat dikendalikan. Saat suhu di zona oksidasi berada dibawah set point, maka controller akan memerintahkan blower untuk menambah pasokan udara dengan meningkatkan putaran motor agar tercapai nilai set point temperaturnya, dan sebaliknya saat suhu di zona oksidasi lebih tinggi dari nilai set point maka controller akan memerintahkan blower untuk mengurangi pasokan udaranya dengan menurunkan putaran motornya. Gambar 3.7 dibawah ini memperlihatkan bentuk controller yang akan digunakan pada penelitian ini.



Gambar 3.7 *Controller* pengendali suhu

3. *Cyclone* dan *Water Scrubber*

Cyclone dan *Water scrubber* berfungsi sebagai perlengkapan untuk membersihkan *syngas* dan juga menurunkan suhu *syngas*, seperti terlihat pada gambar 3.8. *Cyclone* berfungsi hanya untuk membersihkan kandungan debu dan partikel, sedangkan *water scrubber* memiliki fungsi utama untuk mengurangi kandungan tar dalam *syngas*.



Gambar 3.8 Penampang (a) *Cyclone* (b) *Water Scruber*

4. Penyapu abu (Ash sweeper)

Penyapu abu berfungsi untuk memaksimalkan proses pengeluaran abu yang menumpuk diatas grate agar tidak menghalangi aliran syngas yang akan keluar ke sisi outlet reaktor. Penyapu abu akan dikoneksikan dengan sebuah bevel gear agar tuas/handle dapat diputar ke arah vertikal untuk mempermudah proses operasional penyapuan. Blade penyapu terbuat dari baja stainless SS 310 (heat resistance) yang tahan terhadap panas pada suhu 1100-1200 C. Desain mekanisme penyapu abu terlihat seperti gambar 3.9 dibawah ini



Gambar 3.9 Desain mekanisme penyapu abu

5. Pengeluaran abu

Pada penelitian ini mekanisme pengeluaran abu menggunakan sebuah screw conveyor yang mampu mendistribusikan abu yang tertampung pada ash box. Abu yang keluar disisi outlet akan diukur menggunakan timbangan digital untuk mengetahui massa abu yang dihasilkan. Gambar 3.10 dibawah ini memperlihatkan skema mekanisme pengukuran abu menggunakan screw conveyor yang akan digunakan pada penelitian ini.



Gambar 3.10 Skema mekanisme pengukuran abu

3.4 Alat Ukur

Untuk mendapatkan data yang dibutuhkan dalam penelitian, reaktor gasifikasi yang telah dilengkapi dengan alat pengukur suhu dan alat pengukur laju alir massa media gasifikasi serta syngas.

1. Alat Ukur Suhu

Alat ukur suhu pada reaktor gasifikasi yang akan digunakan menggunakan sensor berupa *thermocouple* tipe K dengan posisi pemasangan tersebar pada 7 titik, dengan pengaturan sebagai berikut :

- a) T1 hingga T7 pengukuran pada unit utama reaktor gasifikasi difungsikan untuk mengukur profil suhu pada zona-zona gasifikasi.

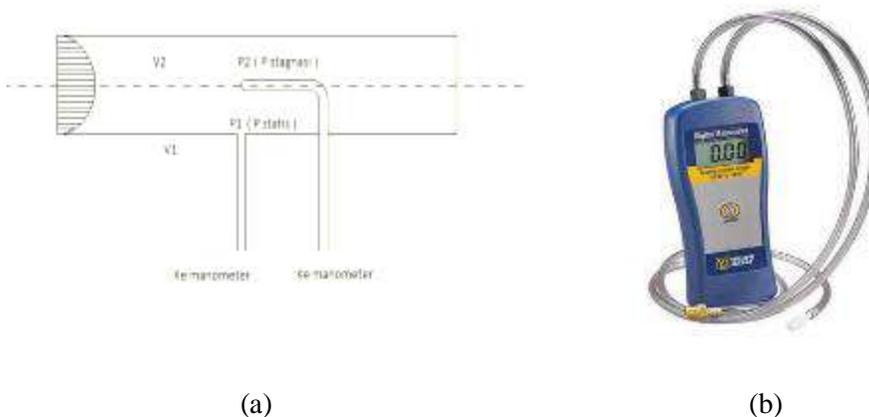
Termometer dan termokopel yang digunakan pada penelitian adalah seperti terlihat pada gambar 3.11.



Gambar 3.11 Termometer inframerah dan *thermocouple*

2. Alat ukur laju alir massa udara dan syngas

Alat ukur laju alir massa udara dan syngas yang digunakan memakai *pitot-static tube* seperti gambar 3.12 (a) untuk menghasilkan 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, berfungsi untuk pengukuran laju aliran massa udara sebagai media gasifikasi. 2. Titik kedua ditempatkan pada pipa outlet *water scrubber* untuk mengukur laju alir massa *syngas*.



Gambar 3.12 (a) *pitot-static tube* ; (b) *digital manometer*

Pitot tube with static wall pressure tap dihubungkan dengan *digital manometer* (gambar 3.12 (b)) untuk mengetahui besarnya perbedaan tekanan yang nantinya digunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_0}{\rho} + \frac{V_0^2}{2} + gz_0 = \frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1 \quad (3.1)$$

Dimana :

P_0 = Tekanan stagnasi (pada titik 0) (Pa)

P_1 = Tekanan statis (pada titik 1) (Pa)

ρ = Massa jenis fluida yang mengalir (kg/m³)

V_1 = Kecepatan di titik 1 (m/s)

V_0 = Kecepatan di titik 0, kecepatan pada titik *stagnasi* = 0 m/s

Dengan mengasumsikan $\Delta_z = 0$ maka persamaan menjadi :

$$\frac{V_1^2}{2} = \frac{P_0 - P_1}{\rho} \quad (3.2)$$

Untuk mencari kecepatan udara dari persamaan diatas menjadi:

$$V_1 = \sqrt{\frac{2(P_0 - P_1)}{\rho_{udara}}} \quad (3.3)$$

V_1 merupakan kecepatan maksimal, terlihat dari profil kecepatan aliran pada *internal flow*. Hal ini dikarenakan posisi pitot berada pada *centerline* pipa. Sehingga perlu dirubah menjadi *average velocity* (\bar{V}) yang dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{\bar{V}}{V_{max}} = \frac{2n^2}{(n+1)(2n+1)} \quad (3.8)$$

Dimana:

\bar{V} : Kecepatan rata – rata (m/s)

V_{max} : Kecepatan maksimal dari profil kecepatan aliran.

n : variation of power law exponent.

Yang di rumuskan sebagai berikut:

$$n = -1,7 + 1,8 \log Re_{V_{max}} \quad (3.9)$$

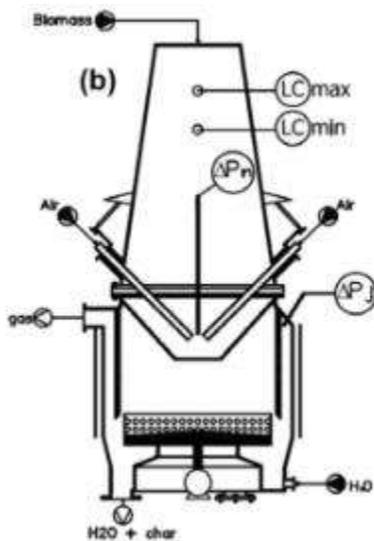
untuk $Re_{V_{max}} > 2 \times 10^4$ (aliran turbulen).

Sedangkan untuk aliran laminar dapat diperoleh melalui persamaan berikut:

$$V_{max} = 2\bar{V} \quad (3.10)$$

3. Alat ukur *pressure drop*

Untuk mengukur besarnya *pressure drop* pada proses gasifikasi digunakan 2 buah manometer yang diisi fluida H₂O yang diletakkan pada titik diatas *grade* didalam reaktor dan setelah *grade* disisi luar reaktor (M.simone 2012) seperti gambar 3.13 (a). Selisih nilai tekanan di dalam reaktor dan diluar reaktor adalah nilai *pressure drop*. Gambar 3.13 (b) adalah jenis manometer yang digunakan pada penelitian ini



(a)



(b)

Gambar 3.13 (a) skema peletakan manometer-U ; (b) manometer-U berisi fluida H₂O

4. Alat ukur laju alir massa abu

Pada penelitian ini, untuk mengukur laju massa pengeluaran abu, digunakan sebuah timbangan digital yang mempunyai ketelitian 1×10^{-2} miligram (mg) seperti gambar 3.14 (a). Proses pengukuran laju massa abu dilakukan dengan durasi waktu selama 5 menit menggunakan *stop watch* seperti gambar 3.14 (b), kemudian hasil pengukuran disajikan dalam satuan (kg/sekon) berdasarkan rumus sebagai berikut :

$$\dot{m} \text{ abu} = \frac{\text{massa abu (kg)}}{\text{durasi waktu (sekon)}}$$



(a)



(b)

Gambar 3.14 (a) Timbangan digital ; (b) *stop watch*

3. Alat ukur kandungan syngas

Untuk mengukur kandungan syngas digunakan *gas cromathography* yang berfungsi untuk mengukur persentase volumetrik suatu senyawa, seperti CO, H₂, dan CH₄. Pengukuran dengan menggunakan alat ini akan dilakukan Laboratorium Lembaga Penelitian dan Pengabdian pada Masyarakat (LPPM). Jenis *gas cromathography* yang digunakan pada penelitian adalah seperti pada gambar 3.15



Gambar 3.15 *Gas cromathograh*y

3.5. Prosedur Pengujian

Prosedur pengambilan data dilakukan untuk mendapatkan parameter-parameter yang dibutuhkan untuk performa proses gasifikasi sistem kontinyu. Dalam eksperimen ini akan diambil data berupa laju alir massa biomassa, udara, dan syngas, pressure drop, massa abu, dan distribusi temperatur di sepanjang reaktor melalui sebuah *display thermocouple*.

a) Tahap Persiapan

Sebelum pelaksanaan proses pengujian terdapat beberapa persiapan yang harus dilakukan agar pengambilan data dapat dilakukan dengan baik.

1. Pengecekan reaktor gasifikasi dan memastikan semua peralatan penunjang yang lain seperti, blower, *induced fan*, pompa, dan komponen-komponen lainnya telah terpasang dengan baik.
2. Persiapan alat ukur yang digunakan seperti, *pitot tube*, thermocouple dan stopwatch.
3. Mempersiapkan Pelet *MSW* sebagai bahan biomassa.
4. Memastikan pompa, display temperatur sudah menyala.

b) Tahap Pengambilan Data

1. Sebagai data awal, melakukan pencatatan temperatur ruang atau ambien, temperatur awal dinding reaktor dan sistem perpipaannya menggunakan infrared thermometer.
2. Untuk tahap awal pembakaran, dilakukan pembakaran bahan yang mudah terbakar seperti kertas dan nyalakan blower.
3. Memasukan sebagian pelet *MSW* ke dalam reaktor sampai memenuhi setengah volume zona oksidasi, tunggu sampai pelet *MSW* berubah menjadi bara, kemudian masukan pelet *MSW* sampai memenuhi reaktor.
4. Setelah *syngas* hasil gasifikasi *flammable*, lakukan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit sekali sebanyak 3 kali putaran 360°, lalu dilakukan pembacaan pada setiap *thermocouple*, laju alir udara dan laju alir *syngas* pada *pitot tube*, *pressure drop* pada manometer, massa abu output dari *screw conveyor*, kadar tar dalam *syngas* dan dilakukan pengambilan sampel *syngas* sebagai data awal
5. Nyalakan controller kemudian set suhu di zona oksidasi pada suhu 900 °C dengan kondisi penyapuan abu setiap 5 menit dengan 3 kali putaran 360°. Setelah temperatur zona oksidasi mencapai suhu 900 °C lakukan pembacaan parameter seperti tahap 4.
6. Ulangi prosedur 1 sampai 5 dengan setting temperatur zona oksidasi 950°C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C.
7. Untuk tahap kedua akan dilakukan pengambilan data dengan kondisi penyapuan abu setiap 10 menit sekali dengan 3 kali putaran 360°.
8. Lakukan seperti tahapan 1 sampai 3
9. Setelah *syngas* hasil gasifikasi *flammable*, lakukan mekanisme penyapuan setiap 10 menit sekali sebanyak 3 kali putaran 360°, lalu dilakukan pembacaan pada setiap *thermocouple*, laju alir udara dan laju alir *syngas* pada *pitot tube*, *pressure drop* pada manometer, massa abu output dari *screw conveyor*, kadar tar dalam *syngas* dan dilakukan pengambilan sampel *syngas* sebagai data awal

10. Nyalakan controller kemudian set temperatur zona oksidasi pada suhu 900 °C dengan kondisi penyapuan abu setiap 10 menit dengan 3 kali putaran 360°. Setelah temperatur zona oksidasi mencapai suhu 900 °C lakukan pembacaan seperti tahap 9.
11. Ulangi prosedur 8 sampai 10 dengan setting temperatur zona oksidasi 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C.
12. Untuk tahap ketiga akan dilakukan pengambilan data dengan kondisi tanpa penyapuan abu.
13. Lakukan seperti tahapan 1 sampai 3
14. Setelah *syngas* hasil gasifikasi *flammable*, dengan kondisi tanpa penyapuan abu, lakukan pembacaan pada setiap *thermocouple*, laju alir udara dan laju alir *syngas* pada *pitot tube*, pressure drop pada manometer, massa abu, kadar tar dalam *syngas* dan dilakukan pengambilan sampel *syngas* sebagai data awal
15. Nyalakan controller kemudian set temperatur zona oksidasi pada suhu 900 °C dengan kondisi tanpa mekanisme penyapuan abu. Setelah temperatur zona oksidasi mencapai suhu 900 °C lakukan pembacaan seperti tahap 14.
16. Ulangi prosedur 13 sampai 15 dengan setting temperatur zona oksidasi 950°C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C
17. Setelah itu dilakukan pengujian *syngas* hasil gasifikasi. Pengujian dilakukan di Laboratorium Pusat Studi Energi dan Rekayasa, Lembaga Pengabdian Masyarakat (LPPM) dengan menggunakan gas chromatography. Komposisi gas yang diujikan antara lain H₂, CO, CO₂, CH₄, N₂, dan O₂.

c) Tahap Akhir Pengujian

1. Mematikan blower, *induced fan*, pompa secara perlahan.
2. Dilakukan pencatatan temperatur akhir dari reaktor dan sistem perpipaannya.

Hasil pengujian akan ditampilkan dalam bentuk grafik:

1. Distribusi suhu – Ketinggian reaktor
2. Set point suhu oksidasi - *Pressure Drop*
3. Set point suhu oksidasi– Komposisi dan LHV syngas
4. Set point suhu oksidasi- *Cold gas efficiency*

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini menyajikan hasil yang diperoleh dari eksperimen penelitian beberapa parameter penting yang dapat menunjukkan unjuk kerja dalam proses gasifikasi. Parameter parameter tersebut antara lain profil distribusi suhu di sepanjang *gasifier*, komposisi *flamable syngas*, laju massa abu, *pressure drop*, *cold gas efficiency*, efisiensi sistem.

4.1 Analisa Properties Biomassa

Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah pellet *MSW*. Dipilihnya pellet *MSW* sebagai bahan baku dalam proses gasifikasi ini dikarenakan potensi ketersediannya sangat melimpah namun pemanfaatannya belum optimal, serta mampu menjadi solusi yang tepat untuk mengatasi permasalahan sampah di Indonesia.

Untuk mengetahui propertis dari biomassa *MSW* tersebut, maka dilakukan uji *ultimate* dan *proximate* di laboratorium energi ITS. Hasil uji *proximate* dan *ultimate* untuk pellet *MSW* tersaji pada tabel 4.1 dibawah ini :

Tabel 4.1 Tabel hasil uji *proximate* dan *ultimate* pellet *MSW*

| Jenis Uji | Parameter | Satuan | Hasil | |
|---------------|-----------------|--------|-------|-------|
| Uji Ultimate | Komponen | C | % wt | 39,83 |
| | | H | % wt | 6,7 |
| | | O | % wt | 38,11 |
| | | N | % wt | 0,35 |
| | | S | % wt | 0,14 |
| Uji Proximate | Mouisture | % wt | 9,82 | |
| | Ash content | % wt | 14,71 | |
| | volatile matter | % wt | 65,78 | |
| | Fixed carbon | % wt | 9,69 | |
| | HHV | kJ/kg | 13843 | |

4.2 Kondisi Operasi Penelitian

Dalam penelitian ini dilakukan lima belas kali pengambilan data, dengan lima variasi set point suhu di zona oksidasi yang dikendalikan secara otomatis oleh sebuah *controller* pada suhu 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C dan 1100 °C serta variasi intensitas penyapuan abu sebagai variabel terkontrol yaitu tanpa mekanisme penyapuan abu, dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit dan 10 menit. Proses penyapuan abu dilakukan sebanyak 3 kali putaran 360°. Tabel 4.2 dibawah ini dapat menunjukkan lebih jelas skema kondisi operasi pada penelitian ini

Tabel 4.2 Tabel kondisi operasi penelitian

| Set Point Suhu (°C) | Kondisi operasi | | |
|------------------------|-----------------|------------------------------|-----------------------------|
| | Tanpa penyapuan | Penyapuan setiap 10 menit | Penyapuan setiap 5 Menit |
| 900 | | | |
| 950 | | | |
| 1000 | | | |
| 1050 | | | |
| 1100 | | | |

4.3 Analisa distribusi suhu sepanjang reaktor

Suhu merupakan salah satu faktor yang sangat signifikan pada proses gasifikasi. Suhu yang tinggi dapat meningkatkan jumlah produksi *syngas* dan kualitas *syngas*, sehingga profil distribusi suhu di sepanjang ketinggian reaktor (zona *drying*, zona pirolisis, zona oksidasi, dan zona reduksi) adalah parameter output penting untuk mengetahui unjuk kerja *gasifier*. Pada pengujian ini suhu sepanjang ketinggian *gasifier* diteliti dan diukur pada dinding internal sepanjang ketinggian reaktor menggunakan termokopel tipe-K. Termokopel T1, T2, T3, T4, dan T5 diletakkan diantara zona *drying* dan pirolisis, T6 di zona oksidasi dan T7 di zona reduksi. Suhu di T6 (zona oksidasi) dikontrol secara otomatis oleh sebuah *controller* agar tetap berada pada nilai set point nya dengan toleransi sebesar $\pm 10\%$ kemudian nilai distribusi suhu di setiap titik sepanjang *gasifier* dipantau dan dicatat oleh data logger DC100.

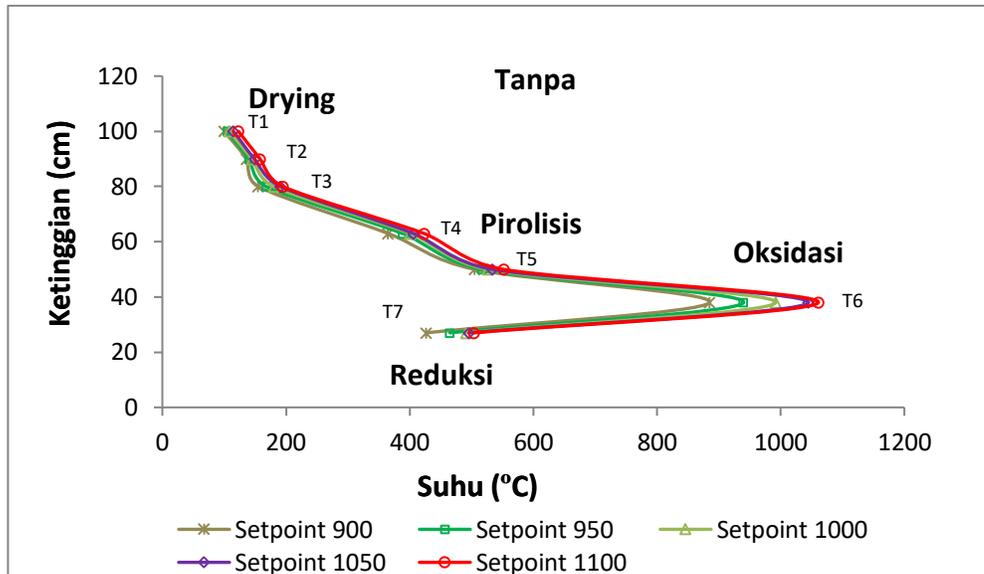
Salah satu tujuan dari penelitian ini yaitu untuk mengetahui pengaruh variasi suhu di zona oksidasi dan intensitas penyapuan abu terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor. Tabel 4.3 dibawah ini menunjukkan data distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dari hasil penelitian ini.

Tabel 4.3 Tabel distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor

| Perlakuan | Set Point suhu (°C) | Distribusi Suhu(°C) | | | | | | |
|---------------------------|---------------------|---------------------|-----|-----|-----|-----|------|-----|
| | | T1 | T2 | T3 | T4 | T5 | T6 | T7 |
| Tanpa penyapuan | 900 | 100 | 136 | 155 | 365 | 505 | 885 | 427 |
| | 950 | 105 | 140 | 168 | 388 | 517 | 940 | 465 |
| | 1000 | 108 | 145 | 180 | 401 | 526 | 992 | 491 |
| | 1050 | 115 | 149 | 191 | 406 | 534 | 1035 | 496 |
| | 1100 | 123 | 158 | 195 | 423 | 552 | 1061 | 504 |
| Penyapuan setiap 10 menit | 900 | 103 | 138 | 158 | 368 | 514 | 905 | 432 |
| | 950 | 107 | 143 | 173 | 392 | 525 | 954 | 472 |
| | 1000 | 110 | 148 | 185 | 407 | 534 | 1002 | 498 |
| | 1050 | 117 | 152 | 194 | 415 | 541 | 1040 | 502 |
| | 1100 | 127 | 160 | 201 | 431 | 562 | 1070 | 510 |
| Penyapuan setiap 5 menit | 900 | 107 | 144 | 163 | 376 | 521 | 920 | 451 |
| | 950 | 108 | 145 | 176 | 397 | 531 | 965 | 482 |
| | 1000 | 109 | 152 | 187 | 412 | 542 | 1005 | 505 |
| | 1050 | 120 | 158 | 199 | 420 | 550 | 1052 | 510 |
| | 1100 | 135 | 165 | 208 | 442 | 574 | 1075 | 525 |

4.3.1 Pengaruh variasi suhu di zona oksidasi terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan abu setiap 5 menit)

Gambar 4.1, 4.2, dan 4.3 dibawah ini menunjukkan grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor pada kondisi intensitas penyapuan abu yang berbeda yaitu tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, dan penyapuan abu setiap 5 menit, dengan variasi set point suhu di zona oksidasi yaitu 900°C, 950°C, 1000°C, 1050°C, 1100°C. Distribusi suhu diukur pada titik tertentu sepanjang reaktor yang diukur pada ketinggian 25 cm, 38 cm, 50 cm, 63 cm, 80 cm, 90 cm dan 100 cm di atas *grate*.



Gambar 4.1 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor tanpa mekanisme penyapuan abu dengan variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C

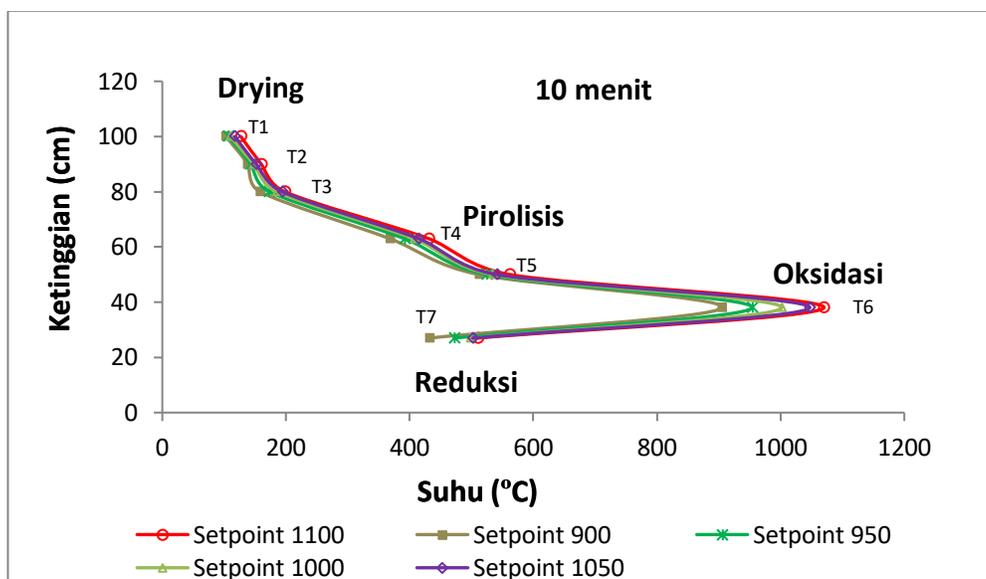
Gambar 4.1 diatas memperlihatkan grafik pengaruh variasi suhu di zona oksidasi terhadap distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor tanpa menggunakan mekanisme penyapuan abu. Dari grafik diatas terlihat bahwa peningkatan set point suhu di zona oksidasi menyebabkan peningkatan distribusi suhu pada setiap zona gasifikasi yaitu zona *drying* (T1,T2,T3), zona pirolisis (T4,T5), dan zona reduksi (T7) untuk masing-masing set point 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C.

Pada zona *drying* (T1,T2,T3) peningkatan set point suhu oksidasi dari 900 °C menjadi suhu 1100 °C akan menyebabkan peningkatan rata-rata suhu sebesar 28,3 °C yaitu secara berturut-turut 100 °C, 136 °C, 155 °C menjadi 123 °C, 158 °C, 195 °C. Untuk zona pirolisis (T4,T5) terjadi peningkatan rata-rata suhu sebesar 35 °C dari suhu 365 °C, 505 (°C) menjadi 423 °C, 552 °C secara berturut-turut.

Rata-rata peningkatan suhu di zona pirolisis (T4, T5) lebih besar daripada peningkatan suhu di zona *drying* (T1,T2,T3) dikarenakan jarak antara zona pirolisis dengan zona oksidasi (*partial combustion zone*) penghasil panas lebih dekat dibandingkan zona *drying*. Hal ini menyebabkan *heat transfer* dari zona oksidasi ke zona pirolisis lebih besar daripada ke zona *drying*, sehingga peningkatan suhunya pun menjadi lebih tinggi. Sedangkan pada zona reduksi (T7) peningkatan set point dari

suhu 900 °C menjadi suhu 1100 °C akan menyebabkan peningkatan suhu sebesar 77 °C dari suhu 427 °C menjadi 504 °C.

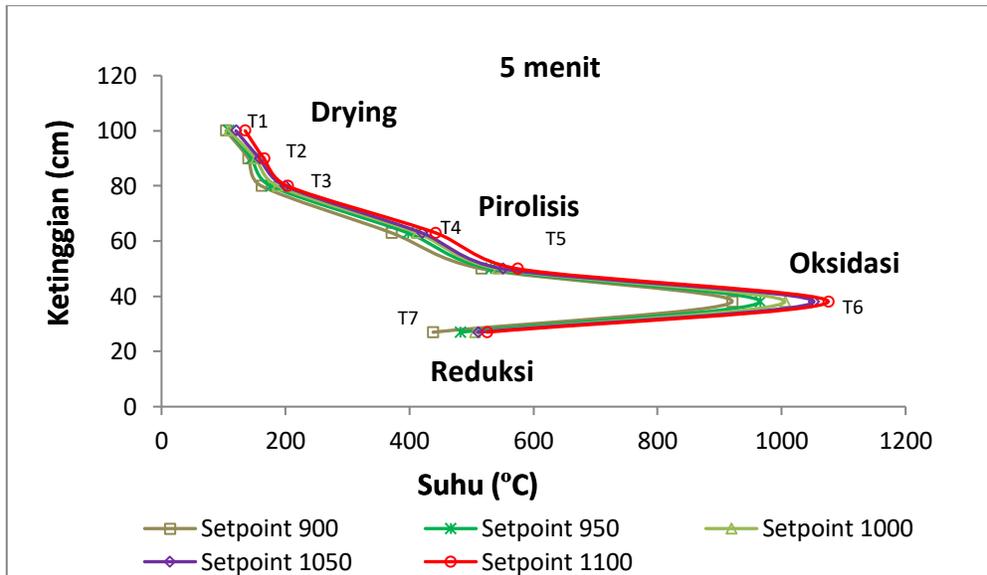
Pada zona yang sama di sepanjang reaktor, peningkatan nilai suhu seiring meningkatnya nilai set point suhu di zona oksidasi, disebabkan laju reaksi pembakaran antara udara dan biomassa MSW di zona oksidasi lebih besar dan lebih cepat sehingga energi panas yang dihasilkan juga lebih besar. Hal ini lah yang menjadi penyebab peningkatan set point suhu oksidasi akan meningkatkan nilai suhu di masing-masing zona gasifikasi.



Gambar 4.2 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit pada variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C

Gambar 4.2 diatas memperlihatkan grafik pengaruh suhu di zona oksidasi terhadap distibusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit. Dari gambar diatas memperlihatkan hubungan yang sama seperti penjelasan di gambar 4.1 yaitu peningkatan set point suhu di zona oksidasi akan menyebabkan peningkatan suhu pada setiap zona *drying* , zona pirolisis, dan zona reduksi pada masing-masing set point suhu oksidasi 900°C, 950 °C,1000 °C,1050 °C, dan 1100 °C.

Suhu tertinggi di zona *drying* (T1,T2,T3) dan pirolisis (T4,T5) dicapai pada kondisi set point suhu 1100 °C yaitu berturut-turut 127 °C, 160 °C, 201 °C dan pada zona pirolisis yaitu 431 °C, 562 °C. Sedangkan suhu di zona reduksi yang tertinggi yaitu 515 °C.



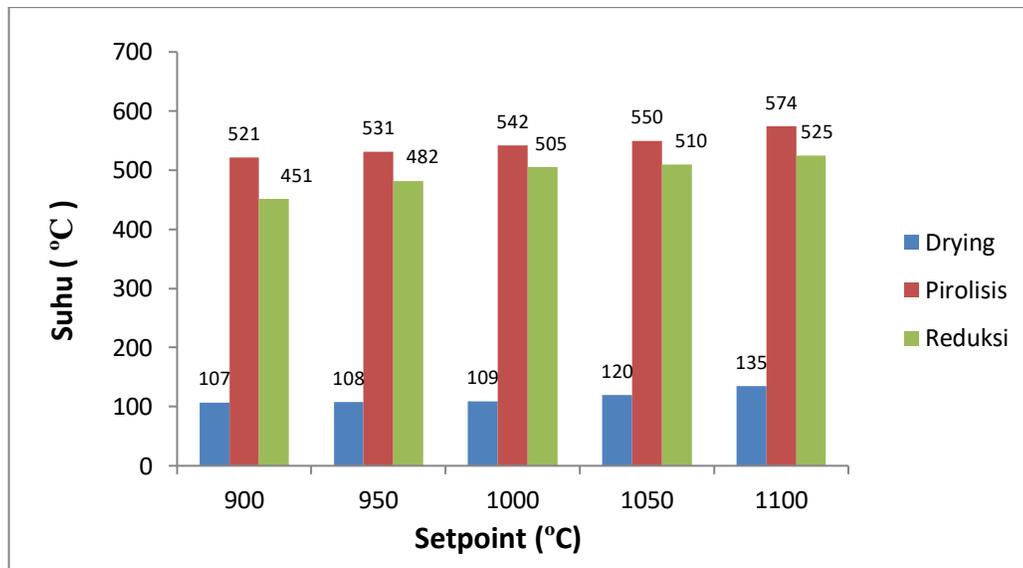
Gambar 4.3 Grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit dengan variasi set point suhu oksidasi = 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C

Gambar 4.3 diatas menunjukkan grafik distribusi suhu sepanjang ketinggian reaktor dengan intensitas penyapuan abu yaitu setiap 5 menit. Proses penyapuan abu dilakukan sebanyak 3 kali putaran 360° . Dari grafik diatas terlihat hubungan antara variasi set point suhu oksidasi dengan distribusi suhu disetiap zona gasifikasi adalah berbanding lurus. Trend kenaikan grafik ini sama seperti penjelasan pada gambar 4.1 dan gambar 4.2.

Berdasarkan gambar 4.1, 4.2, dan 4.3 terlihat kondisi optimum penelitian ini didapat pada set point 1100 °C dengan melakukan proses penyapuan abu setiap 5 menit sebanyak 3 kali putaran 360°, dimana peningkatan suhu di zona *drying*, pirolisis, dan reduksi mencapai nilai optimum. Sedangkan untuk suhu terendah zona *drying*, pirolisis, dan reduksi dicapai pada kondisi set point suhu oksidasi yaitu 900 °C dengan tanpa melakukan proses penyapuan abu.

Dari penjelasan diatas, didapat disimpulkan bahwa peningkatan variasi suhu di zona oksidasi berbanding lurus dengan peningkatan suhu di setiap zona gasifikasi.

Gambar 4.4 dibawah menyajikan nilai pencapaian suhu zona *drying*, zona pirolisis, dan zona reduksi pada variasi set point suhu oksidasi yang berbeda dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit yang menjadi kondisi optimumnya.



Gambar 4.4 Pengaruh suhu oksidasi terhadap kenaikan suhu di setiap zona gasifikasi dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit

Dari gambar 4.4 diatas dapat dilihat pengaruh variabel bebas yaitu suhu di zona oksidasi terhadap kenaikan suhu di zona gasifikasi yang lain yaitu zona *drying*, zona pirolisis, dan zona reduksi pada kondisi optimum yaitu penyapuan abu setiap 5 menit. Semakin tinggi nilai set point set point suhu oksidasi maka kenaikan suhu disetiap zona gasifikasi yang lain juga akan meningkat atau dapat dikatakan nilai set point suhu di zona oksidasi berbanding lurus terhadap kenaikan suhu disetiap zona gasifikasi. Hal ini disebabkan peningkatan nilai set point di zona oksidasi akan menyebabkan reaksi pembakaran antara udara dan bahan bakar biomassa di zona oksidasi (*partial combustion zone*) lebih besar dan lebih cepat sehingga menghasilkan energi panas yang lebih besar. Hasil energi panas ini akan di distribusikan ke zona yang lain yang menyebabkan suhu di setiap zona-zona lain akan meningkat. Hal ini sesuai dengan yang disebutkan oleh (basu,2012) yaitu di zona oksidasi terjadi reaksi

pembakaran partial yang bersifat *eksoterm* (melepaskan panas) yang nantinya akan digunakan sebagai sumber energi panas untuk reaksi kimia di zona lainnya yang bersifat *endoterm* (menerima panas) pada proses gasifikasi.

4.3.2 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap peningkatan suhu zona gasifikasi

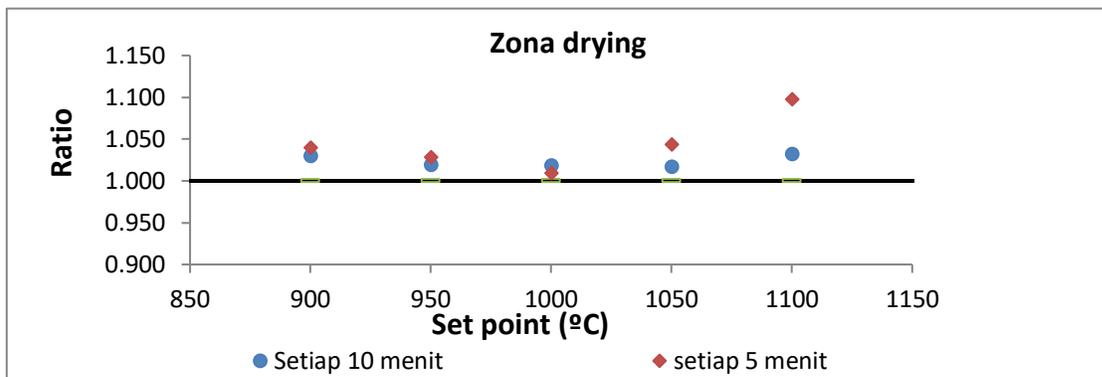
Untuk mengetahui pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap peningkatan suhu di masing-masing zona gasifikasi, maka digunakan persamaan ratio peningkatan suhu sesuai persamaan dibawah ini :

$$\text{Ratio} = \frac{T_i}{T_0}$$

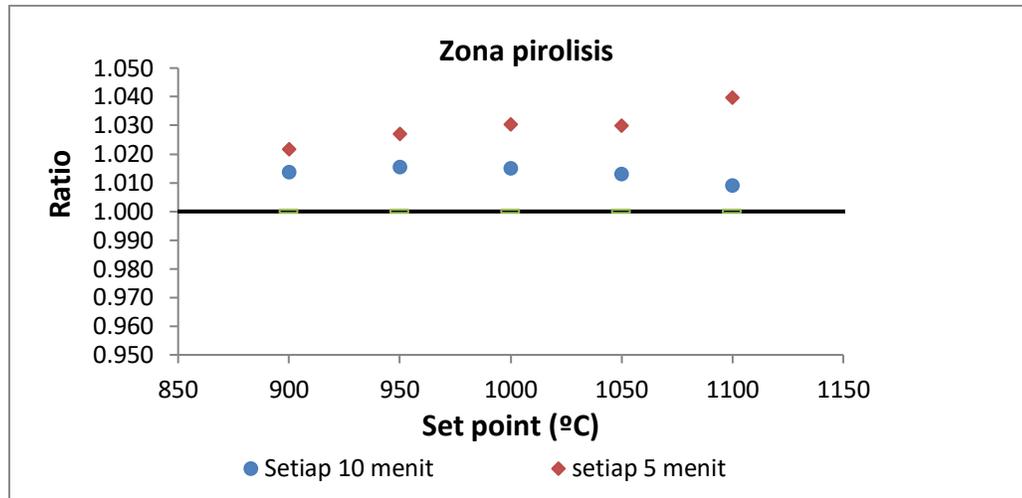
dimana T_i = suhu zona gasifikasi dengan penyapuan abu

T_0 = suhu zona gasifikasi tanpa penyapuan abu

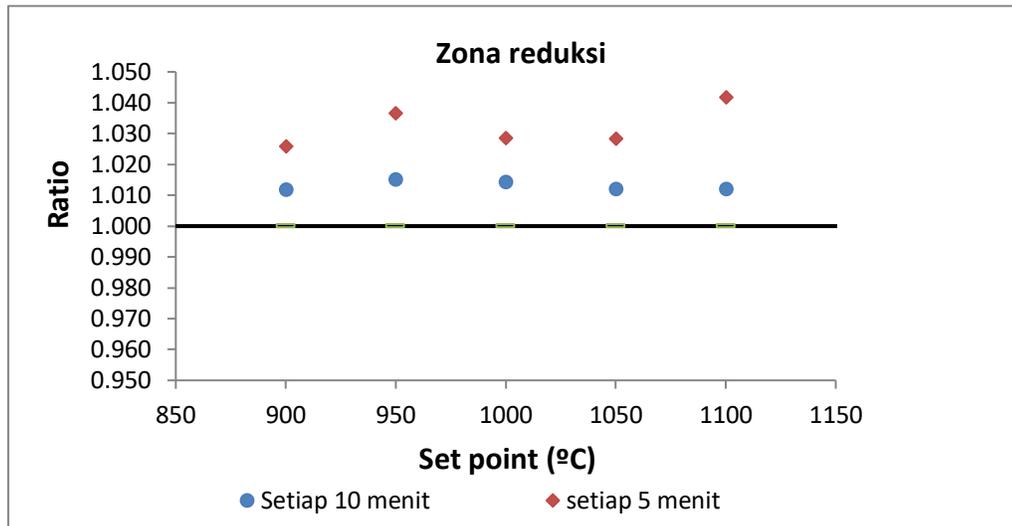
Gambar 4.4 dibawah ini menunjukkan grafik ratio peningkatan suhu pada masing-masing zona gasifikasi dengan variasi set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu yang berbeda



(a)



(b)



(c)

Gambar 4.5 Grafik ratio peningkatan suhu pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas abu yang berbeda pada zona gasifikasi ; (a) zona *drying*, (b) zona pirolisis, (c) zona reduksi

Dari gambar 4.5 diatas dapat diketahui pengaruh intensitas penyapuan abu yang menjadi variabel terkontrol berpengaruh secara lurus dan linier terhadap variabel terikat yaitu peningkatan suhu di setiap zona gasifikasi, yaitu semakin tinggi intensitas penyapuan abu maka peningkatan suhu di setiap zona juga akan meningkat.

Hal ini dapat dilihat pada grafik dengan intensitas penyapuan abu setiap 5 menit berada diatas grafik penyapuan abu setiap 10 menit, kemudian grafik penyapuan abu setiap 10 menit berada diatas grafik tanpa penyapuan abu yang menjadi acuan dengan nilai perbandingan ratio peningkatan suhu yaitu 1 (satu).

Gambar 4.5 (a) adalah grafik ratio peningkatan suhu pada zona *drying*. Dari grafik tersebut terlihat bahwa intensitas penyapuan abu sangat berkontribusi secara positif terhadap peningkatan suhu pada zona *drying*. Hal ini dapat diketahui pada grafik ratio peningkatan suhu pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan berbeda, nilai ratio peningktn suhu selalu bernilai lebih besar dari 1 (satu), yang menunjukkan terjadinya peningkatan suhu terhadap kondisi tanpa penyapuan abu. Dari gambar 4.5 (a) juga terlihat grafik dengan intensitas penyapuan setiap 5 menit berada diatas grafik penyapuan setiap 10 menit yang menunjukkan semakin tinggi intensitas penyapuan abu, maka ratio peningatan suhu juga meningkat. Trend yang sama juga terjadi pada zona pirolisis dan zona reduksi seperti terlihat pada gambar 4.5 (b) dan 4.5 (c).

Hasil yang didapat ini sesuai dengan penelitian yang sudah dilakukan oleh **M. Siomeone, 2012** .yang menyebutkan bahwa jumlah produksi abu yang menumpuk diatas *grate* akan berpengaruh terhadap proses gasifikasi. Hal ini terjadi karena mekanisme penyapuan abu akan memperlancar proses pengeluaran abu, sehingga akan mengurangi jumlah massa abu yang menumpuk diatas *grate* yang berpotensi menghambat proses pengeluaran *syngas*, dan juga akan memperlambat proses pembakaran didalam reaktor. Dengan adanya mekanisme penyapuan abu yang dilakukan dengan intensitas yang lebih tinggi, maka penumpukan abu diatas *grate* akan semakin menurun, sehingga laju alir massa *syngas* akan semakin meningkat, dan proses pembakaran didalam reaktor akan semakin cepat.

Dari gambar 4.1, 4.2, 4.3, 4.4, dan 4.5 dapat disimpulkan bahwa nilai set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu berpengaruh signifikan terhadap distribusi suhu di setiap zona gasifikasi, yaitu semakin tinggi suhu oksidasi maka distribusi suhu sepanjang reaktor juga akan semakin meningkat, begitu juga semakin tinggi intensitas penyapuan abu maka distribusi suhu di setiap zona gasifikasi juga

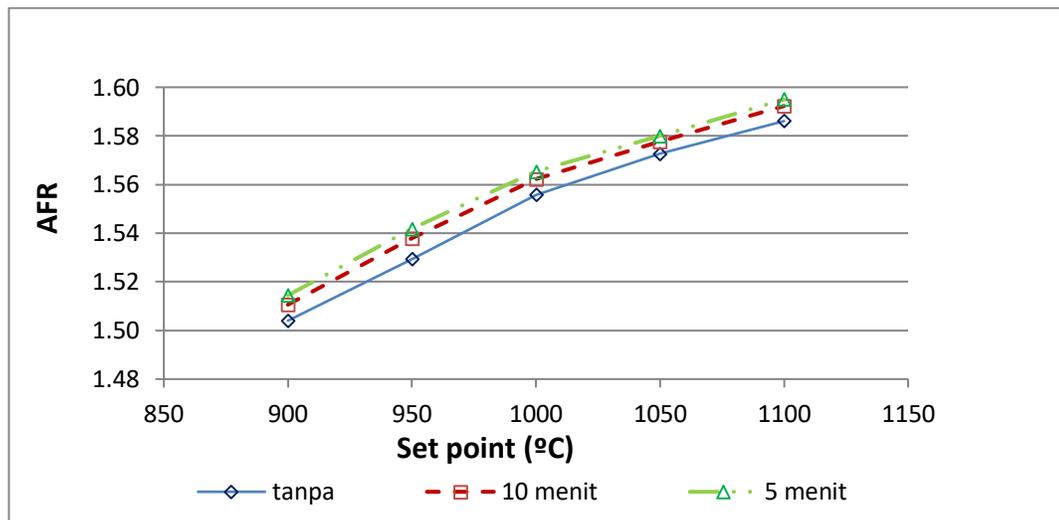
akan meningkat. Namun kontribusi dari peningkatan nilai set point suhu oksidasi lebih tinggi dibandingkan peningkatan intensitas penyapuan abu terhadap distribusi suhu sepanjang reaktor.

4.4 Analisa Air Fuel Ratio

AFR (*Air Fuel Ratio*) pada penelitian ini adalah hasil perbandingan antara laju alir massa udara dengan dengan laju alir massa bahan bakar MSW. Tabel 4.4 dibawah ini menyajikan data hasil penelitian ini.

Tabel 4.4 *Air Fuel Ratio* gasifikasi pellet MSW

| Set Point (°C) | Tanpa penyapuan | | | Penyapuan setiap 10 menit | | | Penyapuan setiap 5 menit | | |
|----------------|-----------------|------------------|------|---------------------------|------------------|------|--------------------------|------------------|------|
| | m BB (gram/s) | m udara (gram/s) | AFR | m BB (gram/s) | m udara (gram/s) | AFR | m BB (gram/s) | m udara (gram/s) | AFR |
| 900 | 6,3008 | 9,4767 | 1,50 | 6,4475 | 9,7396 | 1,51 | 6,3498 | 9,6163 | 1,51 |
| 950 | 6,3498 | 9,7107 | 1,53 | 6,5452 | 10,0655 | 1,54 | 6,5647 | 10,1211 | 1,54 |
| 1000 | 6,4475 | 10,0306 | 1,56 | 6,5452 | 10,2245 | 1,56 | 6,5842 | 10,3066 | 1,57 |
| 1050 | 6,5452 | 10,2929 | 1,57 | 6,6526 | 10,4954 | 1,58 | 6,6428 | 10,4954 | 1,58 |
| 1100 | 6,5452 | 10,3812 | 1,59 | 6,6624 | 10,6085 | 1,59 | 6,6428 | 10,5952 | 1,59 |



Gambar 4.6 Grafik hubungan set point suhu oksidasi terhadap AFR

Berdasarkan tabel 4.4 dan gambar 4.6 terlihat bahwa semakin tinggi nilai set point suhu oksidasi maka menghasilkan nilai AFR yang semakin tinggi pada setiap intensitas penyapuan abu yang berbeda. Pada kondisi operasional tanpa penyapuan abu, nilai AFR untuk set point suhu oksidasi 900 °C , 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C berturut-turut adalah 1,50, 1,53, 1,56, 1,57, 1,59. Sedangkan pada kondisi intensitas

penyapuan abu setiap 10 menit, nilai AFR pada set point 900 °C , 950 °C, 1000 °C 1050 °, 1100 °C meningkat menjadi 1,51, 1,54, 1,56, 1,58, 1,59. Selanjutnya untuk intensitas penyapuan abu setiap 5 menit nilai AFR pada set point 900 °C , 950 °C, 1000 °C 1050 °, 1100 °C yaitu 1,51, 1,54, 1,57, 1,58, 1,59. Peningkatan nilai AFR seiring meningkatnya nilai set point suhu oksidasi dikarenakan semakin tinggi suhu oksidasi maka laju alir massa udara yang dihembuskan ke reaktor semakin tinggi, sehingga reaksi pembakaran biomassa *MSW* berlangsung semakin cepat. Hal ini dapat dilihat laju pembakaran *MSW* semakin tinggi seiring peningkatan nilai set point nya.

Peningkatan intensitas penyapuan abu dari 10 menit menjadi 5 menit hanya berpengaruh sedikit terhadap peningkatan AFR, hal ini terlihat dari grafik yang berhimpitan yang menunjukkan peningkatan intensitas penyapuan abu berpengaruh sedikit terhadap laju pembakaran antara udara dan biomassa.

4.5 Analisa komposisi *syngas* dan *Low Heating Value*

Parameter output dari proses gasifikasi yang lain selain distribusi suhu sepanjang reaktor adalah komposisi *syngas* yang dihasilkan. Produk *syngas* yang dihasilkan berupa senyawa CO, CH₄, H₂, yang merupakan *flamable gas*, serta CO₂, N₂, dan O₂ yang merupakan *non flamable gas*.

Untuk *Low Heating Value* (LHV) *syngas* dihitung dari data hasil pengujian komposisi gas CO, CH₄, H₂, menggunakan persamaan:

$$LHV_{gas} = \sum_{i=1}^n (Y_i \times LHV_i) \quad (14)$$

dimana :

Y_i = Persentase volume gas yang terbakar (CO, CH₄, H₂)

LHV_i = Nilai kalor bawah *syngas* (CO, CH₄, H₂)

Nilai LHV_i dari gas yang terbakar (CO, CH₄, H₂) dapat dilihat dari tabel dibawah ini:

| Nilai kalor bawah (LHV _i) gas yang terbakar | | |
|---|-------------------------------------|--------------------------------------|
| CO (kJ/m ³) | H ₂ (kJ/m ³) | CH ₄ (kJ/m ³) |
| 12633 | 10783 | 35883 |

Sumber : Whaldeim, 2001

Berikut ini adalah contoh perhitungan untuk nilai LHV dengan menggunakan data dari komposisi syngas pada set point suhu oksidasi 900°C tanpa penyapuan abu.

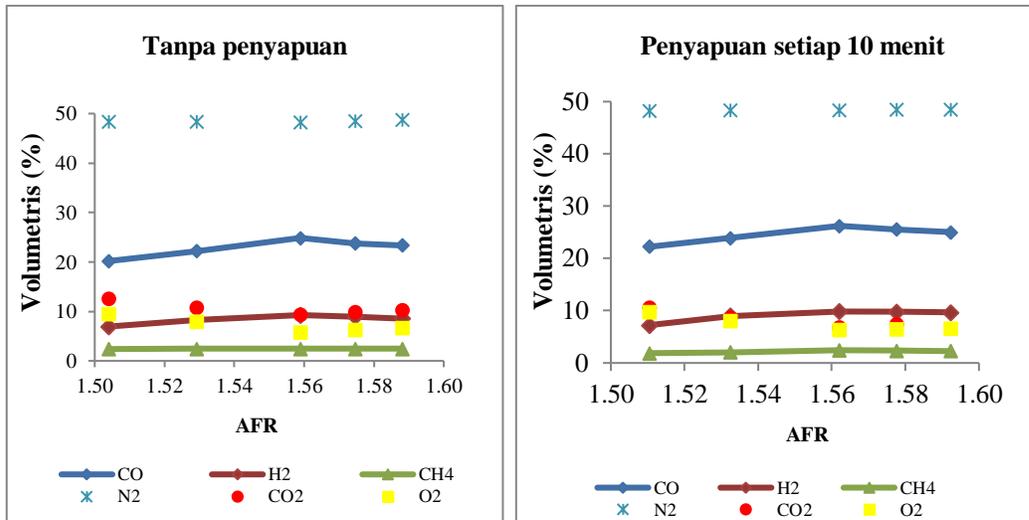
- Y_i untuk gas CO = 22,52% = 0,2252
- Y_i untuk gas H₂ = 7,83% = 0,0783
- Y_i untuk gas CH₄ = 2,39% = 0,0239

$$\begin{aligned} \text{LHV syngas} &= \sum (0,2252 \cdot 12633) + (0,0783 \cdot 10783) + (0,0239 \cdot 35883) \\ &= 4546,86 \text{ (kJ/m}^3\text{)} \end{aligned}$$

Tabel 4.5 dan gambar 4.8 dibawah ini menyajikan hasil komposisi volumetris setiap senyawa yang ada dalam *syngas* dan LHV pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan yang berbeda pada penelitian ini.

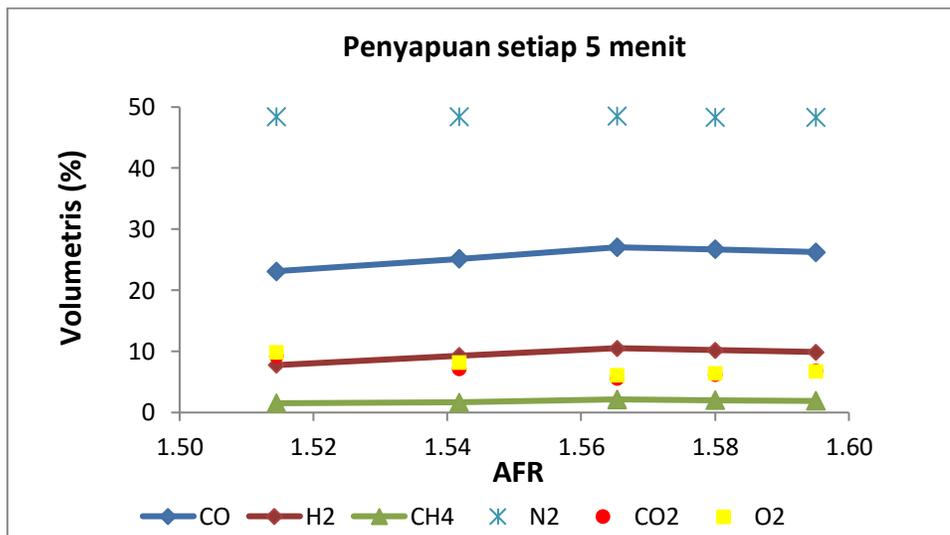
Tabel 4.5 Komposisi volumetris dan LHV syngas

| Kondisi operasi | Set Point suhu (°C) | AFR | Komposisi Syngas (% Volume) | | | | | | LHV (kJ/m ³) |
|---------------------------|---------------------|------|-----------------------------|----------------|-----------------|----------------|-----------------|----------------|--------------------------|
| | | | CO | H ₂ | CH ₄ | N ₂ | CO ₂ | O ₂ | |
| Tanpa penyapuan | 900 | 1,50 | 22,52 | 7,83 | 2,39 | 48,40 | 9,28 | 9,58 | 4546,86 |
| | 950 | 1,53 | 23,78 | 7,92 | 2,42 | 48,44 | 7,96 | 9,48 | 4726,51 |
| | 1000 | 1,56 | 26,24 | 8,42 | 2,43 | 48,35 | 6,68 | 7,88 | 5094,78 |
| | 1050 | 1,57 | 25,32 | 8,37 | 2,44 | 48,57 | 7,64 | 7,66 | 4976,76 |
| | 1100 | 1,59 | 24,85 | 8,24 | 2,44 | 48,77 | 8,24 | 7,46 | 4903,36 |
| Penyapuan setiap 10 menit | 900 | 1,51 | 23,08 | 7,90 | 2,37 | 48,29 | 8,54 | 9,81 | 4620,01 |
| | 950 | 1,54 | 24,37 | 7,99 | 2,40 | 48,41 | 7,32 | 9,50 | 4803,65 |
| | 1000 | 1,56 | 26,90 | 8,50 | 2,41 | 48,42 | 6,15 | 7,63 | 5180,16 |
| | 1050 | 1,58 | 25,95 | 8,45 | 2,42 | 48,44 | 7,34 | 7,40 | 5059,16 |
| | 1100 | 1,59 | 25,47 | 8,31 | 2,42 | 48,54 | 7,89 | 7,36 | 4984,15 |
| Penyapuan setiap 5 menit | 900 | 1,51 | 23,24 | 7,93 | 2,37 | 48,45 | 8,17 | 9,83 | 4642,88 |
| | 950 | 1,54 | 24,54 | 8,02 | 2,40 | 48,46 | 7,00 | 9,56 | 4827,67 |
| | 1000 | 1,57 | 27,08 | 8,53 | 2,41 | 48,51 | 5,88 | 7,58 | 5206,56 |
| | 1050 | 1,58 | 26,13 | 8,48 | 2,42 | 48,36 | 7,14 | 7,46 | 5084,72 |
| | 1100 | 1,59 | 25,65 | 8,35 | 2,42 | 48,34 | 7,83 | 7,41 | 5009,24 |



(a)

(b)



(c)

Gambar 4.7 Grafik komposisi *syngas* pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu yang berbeda, (a) tanpa penyapuan, (b) penyapuan setiap 10 menit, (c) penyapuan setiap 5 menit.

4.5.1 Pengaruh AFR terhadap komposisi *syngas* dengan intensitas penyapuan abu yang berbeda-beda (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan abu setiap 5 menit)

Pada tabel 4.5 dan gambar 4.7 diatas dapat dilihat bahwa nilai AFR yang menjadi variabel bebas sangat berpengaruh terhadap komposisi *syngas* yang menjadi

variabel terikat pada proses gasifikasi. Nilai AFR pada penelitian ini diperoleh dengan cara meningkatkan nilai set point suhu oksidasi, sehingga rasio laju pembakaran udara dan biomassa akan meningkat. Adapun senyawa yang terdapat dalam *syngas* yang ditunjukkan dari tabel 4.5 diatas yaitu CO, H₂, CH₄, N₂, CO₂ dan O₂, sedangkan senyawa *flamable* syngas yang menentukan kualitas *syngas* yaitu CO, H₂, dan CH₄.

Semakin tinggi nilai AFR yang diperoleh dengan cara meningkatkan set point suhu oksidasi maka komposisi CO dan H₂ semakin meningkat, namun akan mengalami penurunan pada titik optimum / *yield* nya yaitu pada set point suhu oksidasi 1000 °C di setiap variasi intensitas penyapuan abu. Pada kondisi optimum ini, peningkatan nilai AFR justru akan menyebabkan penurunan kualitas syngas yang dapat dilihat dari penurunan kandungan LHV nya.

Gambar 4.7 (a) memperlihatkan hasil komposisi syngas dengan kondisi tanpa penyapuan abu. Pada kondisi nilai AFR 1,50-1,53 yang diperoleh pada set point suhu oksidasi 900°C-950 °C kenaikan presentase volumetris pada CO dan H₂ adalah sebesar 1,26% dan 0,09% yaitu dari 22,52% menjadi 23,78% dan 7,83% menjadi 7,92%, sedangkan untuk AFR 1,53-1,56 (set point 950 °C -1000 °C) kenaikan presentase CO dan H₂ adalah sebesar 2,46% dan 0,5%, yaitu dari 23,78% menjadi 26,24% dan 7,92% menjadi 8,42%. Setelah AFR ditingkatkan dengan cara meningkatkan set point suhu oksidasi menjadi 1050 °C – 1100 °C terlihat bahwa komposisi CO dan H₂ akan menurun. Hal ini menunjukkan nilai AFR 1,56 adalah titik optimum pada kondisi tanpa dilakukan penyapuan abu yang diperoleh pada set point suhu oksidasi 1000 °C. Gambar 4.7 (b) memperlihatkan komposisi kimia syngas pada kondisi penyapuan abu setiap 10 menit, dimana titik optimum dicapai pada kondisi AFR 1,56 dengan komposisi CO dan H₂ sebesar 26,90% dan 8,5 %. Sedangkan gambar 4.7 (c) memperlihatkan hasil komposisi syngas dengan kondisi penyapuan abu setiap 5 menit. Titik optimum pada kondisi ini adalah AFR 1,57 dengan komposisi CO dan H₂ sebesar 27,08% dan 8,53%, sehingga setelah suhu oksidasi dinaikkan maka komposisi CO dan H₂ justru akan menurun.

Bertambahnya komposisi CO pada gambar 4.7 (a), 4.7 (b), dan 4.7 (c) sesuai dengan teori **Basu, 2014** pada bukunya yang berjudul “*biomass gasification and pyrolysis practical design*” yang menyatakan bahwa perbandingan komposisi CO/CO₂ berbanding lurus dengan temperatur permukaan arang (T_{oksidasi}) menurut persamaan koefisien partisi (β) seperti dibawah ini:

$$\beta = \frac{[CO]}{[CO_2]} = 2400 e^{-\left(\frac{6234}{T}\right)}$$

dari persamaan diatas dapat diketahui bahwa semakin tinggi T_{oksidasi} maka nilai koefisien partisi yang menyatakan perbandingan komposisi CO/CO₂ akan semakin meningkat pula.

Di sisi lain agar T_{oksidasi} semakin tinggi, maka suplai udara ke reaktor juga harus ditingkatkan sehingga AFR akan meningkat. (**Nourredine, 2009**) pada jurnalnya menyebutkan bahwa peningkatan massa udara di zona oksidasi yang diindikasikan dengan peningkatan nilai equivalence ratio (ER) nya pada proses gasifikasi, akan meningkatkan komposisi senyawa CO pada *syngas*. Hal ini dapat dijelaskan berdasarkan reaksi kimia yang terjadi di zona oksidasi dan zona reduksi yang telah disajikan di bab 2 sebelumnya, yaitu sebagai berikut :

Zona oksidasi : $C + O_2 \rightarrow CO_2$ *Char combustion*



Zona reduksi : $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$ *Boudouard reaction*

Dari persamaan diatas terlihat bahwa berdasarkan reaksi *char combustion*, semakin tinggi nilai O₂ yang diindikasikan dengan peningkatan nilai AFR, maka jumlah komposisi CO₂ dari zona oksidasi akan meningkat (**su yie 2009**). Hasil senyawa CO₂ ini akan bereaksi di zona reduksi berdasarkan reaksi *Boudouard* akan membentuk senyawa CO, sehingga semakin tinggi nilai AFR maka suplai udara (O₂) akan semakin meningkat yang menyebabkan hasil komposisi CO *syngas* akan meningkat pula. Terlebih lagi berdasarkan reaksi *partial oxidation*, maka dengan meningkatkan jumlah O₂ maka produksi CO juga akan semakin meningkat.

Peningkatan komposisi H₂ seiring meningkatnya nilai AFR nya dapat dijelaskan berdasarkan reaksi kimia yang terjadi di zona oksidasi dan reduksi sebagai berikut :

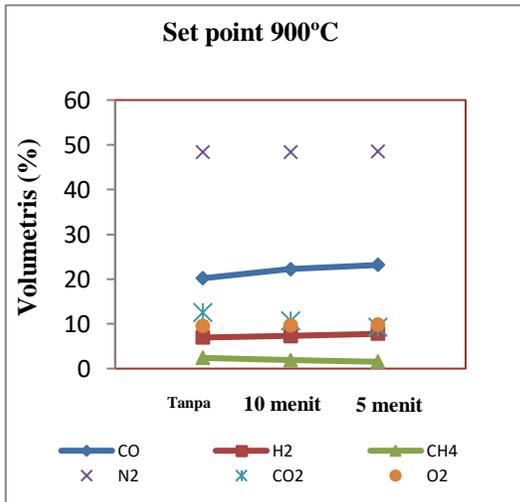
Zona oksidasi : $C + 1/2O_2 \rightarrow CO$ *Partial oxidation*

Zona reduksi : $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ *Water gas shift reaction*

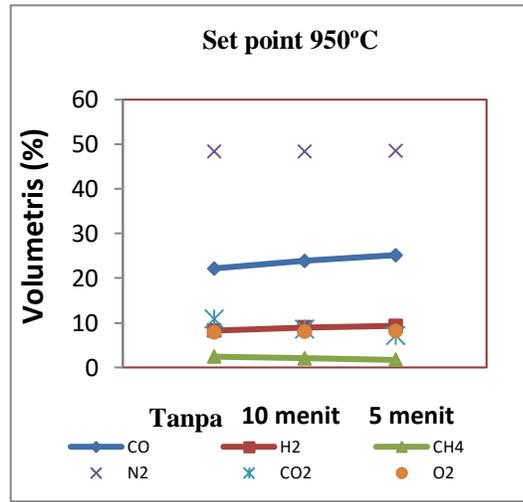
Dari persamaan reaksi diatas, semakin tinggi nilai AFR maka jumlah udara (O₂) yang disuplai ke dalam reaktor akan semakin besar. Berdasarkan reaksi *partial oxidation*, semakin tinggi jumlah O₂ maka hasil komposisi CO akan semakin besar. Senyawa CO ini akan bereaksi dengan H₂O di zona reduksi berdasarkan reaksi *Water gas shift* membentuk CO₂ dan H₂, sehingga dengan peningkatan jumlah O₂ yang diindikasikan dengan peningkatan nilai AFR maka jumlah komposisi H₂ juga akan semakin meningkat. Hal ini sesuai dengan hasil yang diperoleh pada penelitian ini.

Untuk komposisi volumetrik senyawa N₂ pada bernilai relatif konstan yaitu sekitar ±48 % di berbagai variasi suhu oksidasi. N₂ pada *syngas* berasal dari pasokan udara inlet di zona oksidasi dan tidak bereaksi dengan senyawa lain. Hal ini yang menjadi penyebab komposisi N₂ relatif tinggi dan konstan. Sedangkan untuk presentase volumetris komposisi CH₄ mengalami peningkatan, namun tidak terlalu signifikan dikarenakan laju reaksi *methanation* di zona reduksi ($C + 2H_2 \rightarrow CH_4$) berlangsung sangat lambat (Basu,2014), sehingga peningkatan nilai AFR hanya berpengaruh sedikit terhadap peningkatan komposisi CH₄ pada *syngas*. Sedangkan komposisi volumetris O₂ dari *syngas* akan semakin menurun seiring bertambahnya nilai AFR, yang menunjukkan kandungan O₂ dari udara bersifat sangat reaktif dengan senyawa lain di zona oksidasi.

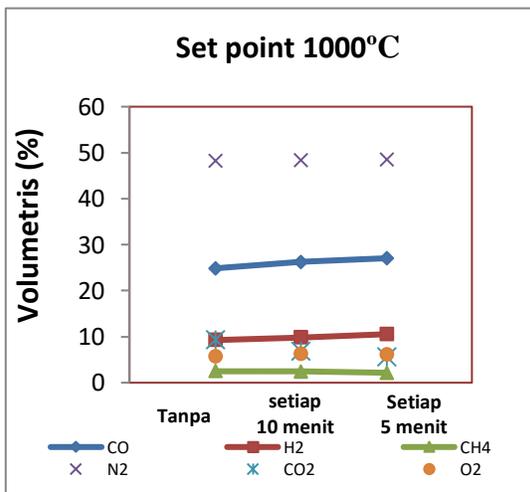
4.5.2 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap komposisi syngas pada setpoint suhu oksidasi berbeda 900 °C, 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C



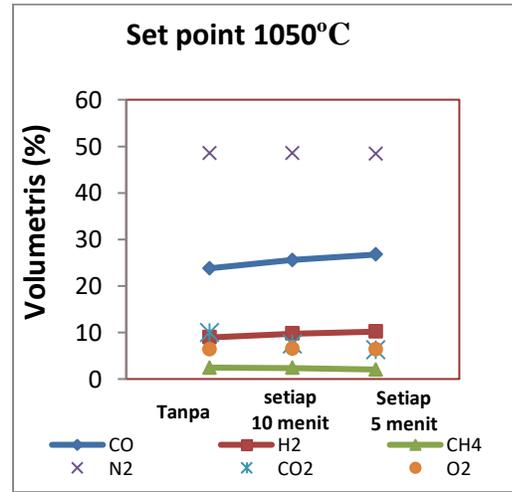
(a)



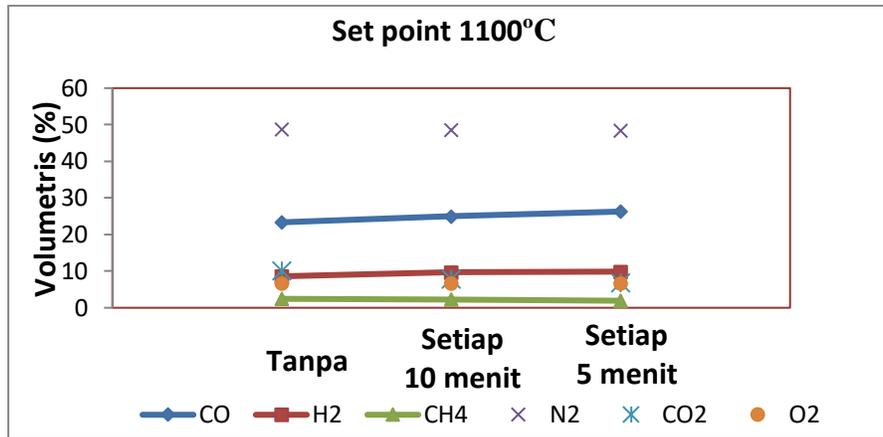
(b)



(c)



(d)



(e)

Gambar 4.8 Grafik pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap komposisi *syngas*, (a) set point 900°C, (b) setpoint 950 °C, (c) set point 1000 °C, (d) set point 1050 °C, (e) set point 1100 °C

Gambar 4.8 diatas adalah grafik pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap komposisi syngas pada variasi set point suhu oksidasi yang berbeda. Gambar 4.8 (a) adalah grafik yang menunjukkan komposisi syngas pada setpoint suhu oksidasi 900 °C, dengan variasi intensitas penyapuan abu yaitu setiap 5 menit, setiap 10 menit dan tanpa penyapuan abu. Grafik tersebut memperlihatkan bahwa intensitas penyapuan abu sangat berpengaruh secara signifikan terhadap komposisi flammable syngas yang dihasilkan terutama CO, H₂ dan CH₄. Semakin tinggi intensitas penyapuan abu yang dilakukan maka komposisi volumetris CO, H₂, dari syngas akan meningkat, tetapi komposisi CH₄ dan CO₂ akan menurun.

Pada kondisi optimum seperti yang dijelaskan pada subbab sebelumnya yaitu set point suhu oksidasi 1000 °C, pada gambar 4.8 (c) terlihat komposisi CO dan H₂ pada kondisi tanpa penyapuan abu adalah sebesar 26,24% dan 8,42 %, kemudian pada kondisi dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit komposisi CO dan H₂ meningkat menjadi 26,90 % dan 8,50%, sedangkan pada kondisi dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit komposisi CO dan H₂ adalah tertinggi yaitu 27,08 % dan 8,53%. Di sisi lain komposisi senyawa CO₂ dan CH₄ dalam syngas, pada kondisi tanpa dilakukan penyapuan abu adalah terbesar yaitu 6,68% dan 2,43%, kemudian ketika dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit menurun menjadi 6,15% dan 2,41%, dan nilai

terendah adalah ketika dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit yaitu 5,88 % dan 2,40%. Perubahan komposisi syngas yaitu CO, H₂, CH₄ dan CO akibat adanya penyapuan abu disebabkan adanya penurunan tumpukan abu diatas *grate* yang dapat menghambat proses keluarnya *syngas* ke sisi outlet gasifier. Syngas yang terhambat untuk keluar ke sisi outlet akan bereaksi lagi dengan senyawa gas lain di zona reduksi atau bahkan di zona oksidasi.

Komposisi CO semakin meningkat seiring bertambahnya intensitas penyapuan abu, sesuai dari teori dari buku Basu (2013) yang berjudul “*Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction*” yaitu di zona reduksi terjadi reaksi kimia sebagai berikut :

Zona reduksi : $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ *Reforming of the char*

$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$ *Boudouard reaction*

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ *Water gas shift reaction*

Berdasarkan reaksi *water gas shift* diatas dapat dilihat bahwa senyawa CO pada syngas akan bereaksi dengan air (H₂O) membentuk CO₂ dan H₂. Apabila tidak dilakukan penyapuan abu, maka laju aliran syngas akan terhambat oleh tumpukan abu di atas *grate*, sehingga senyawa CO dari syngas yang berasal dari reaksi *Boudouard* dan reaksi *reforming of the char* akan bereaksi dengan air (H₂O) akan membentuk senyawa CO₂ dan H₂ sesuai reaksi *water gas shift*. Hal ini lah ang menyebabkan komposisi volumetris CO dari syngas akan menurun.

Peningkatan komposisi H₂ syngas seiring meningkatnya intensitas penyapuan abu juga didasarkan pada reaksi kimia yang terjadi di zona oksidasi dan reduksi sebagai berikut :

Zona oksidasi : $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$ *Hydrogen combustion*

Zona reduksi : $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ *Reforming of the char*

$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ *Water gas shift reaction*

$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$ *Methanation*

Dari reaksi di atas terlihat bahwa komposisi H₂ yang merupakan produk dari reaksi *reforming of the char* dan reaksi *water gas shift* apabila terhambat oleh tumpukan abu di zona reduksi, akan bereaksi dengan senyawa C membentuk senyawa CH₄ berdasarkan reaksi *methanation*. Selain itu H₂ juga dapat bereaksi dengan O₂ di

zona oksidasi akan membentuk senyawa H₂O. Hal inilah yang menyebabkan peningkatan intensitas penyapuan abu akan meningkatkan komposisi volumetris H₂ pada syngas. Disisi lain komposisi CH₄ akan lebih kecil apabila dilakukan penyapuan abu, karena tidak ada kontribusi tambahan akibat reaksi H₂ dengan C berdasarkan reaksi *methanation*, namun selisihnya sangat sedikit karena laju reaksi *methanation* adalah sangat lambat.

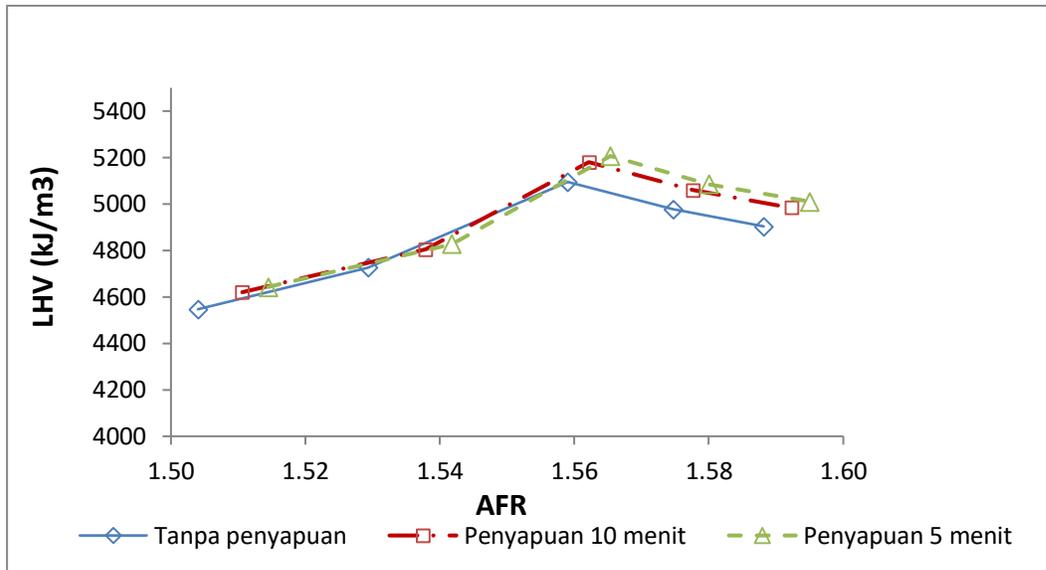
Secara umum trend yang terlihat pada gambar 4.9 (a), 4.9(b), 4.9(c), 4.9(d), 4.9(e) adalah sama yaitu semakin tinggi intensitas penyapuan abu maka komposisi senyawa CO,H₂, pada syngas akan meningkat, sedangkan komposisi volumetris CO₂ dan CH₄ akan menurun.

4.5.3 Pengaruh AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap nilai *Low Heating Value* (LHV) syngas

LHV merupakan parameter output yang sangat penting pada proses gasifikasi, karena sangat menunjukkan kualitas dan energi yang dikandung dalam syngas. Nilai LHV syngas dipengaruhi oleh komposisi volumetris dari senyawa *flammable* yaitu CO, H₂, dan CH₄. Dibawah ini akan ditampilkan tabel 4.6 nilai LHV syngas pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu berbeda.

Tabel 4.6 Nilai LHV syngas pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu

| Set Point (C) | Tanpa penyapuan | | Penyapuan setiap 10 menit | | Penyapuan setiap 5 menit | |
|---------------|-----------------|--------------------------|---------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| | AFR | LHV (kJ/m ³) | AFR | LHV (kJ/m ³) | AFR | LHV (kJ/m ³) |
| 900 | 1,50 | 4546,86 | 1,51 | 4620,01 | 1,51 | 4642,88 |
| 950 | 1,53 | 4726,51 | 1,54 | 4803,65 | 1,54 | 4827,67 |
| 1000 | 1,56 | 5094,78 | 1,56 | 5180,16 | 1,57 | 5206,56 |
| 1050 | 1,57 | 4976,76 | 1,58 | 5059,16 | 1,58 | 5084,72 |
| 1100 | 1,59 | 4903,36 | 1,59 | 4984,15 | 1,59 | 5009,24 |



Gambar 4.9 Grafik pengaruh nilai AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap nilai LHV syngas

Dari gambar 4.9 terlihat hubungan antara nilai AFR terhadap LHV syngas. Semakin tinggi nilai AFR maka nilai LHV akan meningkat sampai kondisi puncak/yield-nya. Setelah melewati titik yield-nya penambahan nilai AFR justru akan menyebabkan penurunan kandungan LHV syngas. Hal ini terjadi pada setiap kondisi operasi tanpa penyapuan, penyapuan setiap 10 menit dan tanpa penyapuan abu. Titik *yield* pada kondisi tanpa penyapuan abu didapat pada nilai AFR 1,56 dengan nilai LHV syngas sebesar 5094,78 kJ/m³, penyapuan abu setiap 10 menit didapat pada AFR 1,56 dengan nilai LHV sebesar 5180,16 kJ/m³, sedangkan pada kondisi penyapuan abu setiap 5 menit titik optimum berada pada AFR 1,57 dengan nilai LHV syngas sebesar 5206,56 kJ/m³.

Peningkatan nilai LHV syngas seiring meningkatnya nilai AFR dan intensitas penyapuan abu disebabkan oleh peningkatan kandungan *flammable syngas* yaitu CO, H₂ dan CH₄ seperti yang sudah dijelaskan pada sub bab 4.5.1 dan 4.5.1, karena nilai komposisi *flammable syngas* berbanding lurus dengan kandungan LHV syngas

4.6 Analisa laju massa abu dan *pressure drop*

4.6.1 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap laju pengeluaran massa abu.

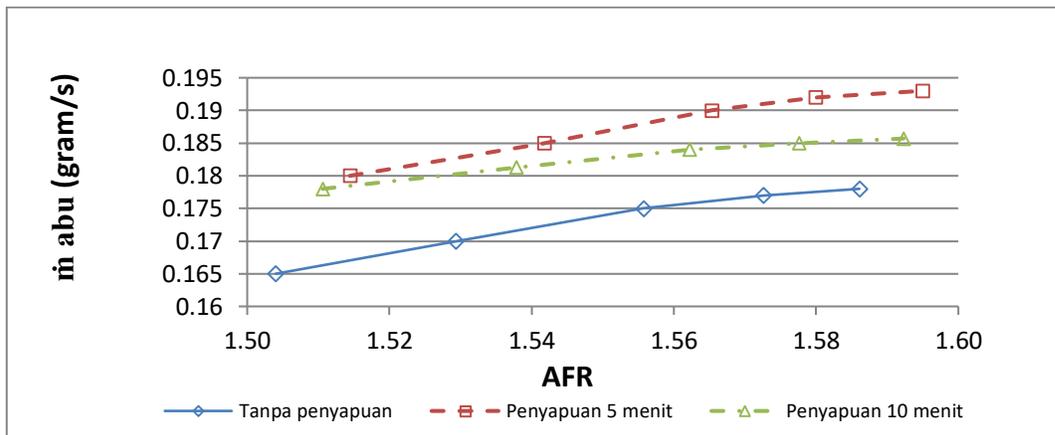
Laju produksi massa abu adalah salah satu parameter yang perlu dilakukan pengukuran untuk mengetahui seberapa efektif reaktor mampu mengkonversi energi bahan bakar biomassa menjadi energi kalor dalam bentuk syngas. Semakin kecil jumlah produksi abu, maka kinerja reaktor semakin efisien. Namun dalam penelitian ini, parameter massa abu dihitung untuk menentukan seberapa efektif pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap laju pengeluaran massa abu di atas *grade* pada zona reduksi, sehingga semakin besar massa abu yang terukur maka mekanisme penyapuan abu berjalan lebih efektif. Tabel 4.7 dibawah ini menunjukkan hasil pengukuran massa abu dengan variasi set point suhu oksidasi dan intensitas abu yang berbeda.

Tabel 4.7 Laju massa abu pada variasi set point suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu yang berbeda

| Set point | Tanpa penyapuan | | Penyapuan setiap 10 menit | | Penyapuan setiap 5 menit | |
|-----------|-----------------|----------------|---------------------------|----------------|--------------------------|----------------|
| | AFR | m abu (gram/s) | AFR | m abu (gram/s) | AFR | m abu (gram/s) |
| 900 | 1,504 | 0,165 | 1,511 | 0,178 | 1,514 | 0,180 |
| 950 | 1,529 | 0,17 | 1,538 | 0,181 | 1,542 | 0,185 |
| 1000 | 1,556 | 0,175 | 1,562 | 0,184 | 1,565 | 0,190 |
| 1050 | 1,573 | 0,177 | 1,578 | 0,185 | 1,580 | 0,192 |
| 1100 | 1,586 | 0,178 | 1,592 | 0,186 | 1,595 | 0,193 |

Pada tabel 4.7 diatas dapat dilihat bahwa variabel terkontrol yang berupa intensitas penyapuan abu sangat mempengaruhi nilai laju pengeluaran massa abu dalam proses gasifikasi. Hubungan yang didapat yaitu semakin tinggi intensitas penyapuan abu, maka laju pengeluaran abu juga akan meningkat. Pada set point suhu oksidasi 900°C terlihat bahwa nilai laju pengeluaran massa abu tanpa mekanisme penyapuan abu yaitu 0,165 gram/s, kemudian setelah dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit laju pengeluaran abu menjadi 0,178 gram/s dan pada kondisi dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit maka laju pengeluaran abu meningkat menjadi 0,180 gram/s. Trend peningkatan laju pengeluaran massa abu seiring dilakukan peningkatan intensitas penyapuan abu ini juga terlihat pada variasi set point suhu oksidasi yang lain yaitu pada set point suhu 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, 1100 °C. Pada kondisi set

point suhu oksidasi 1100 °C dengan dilakukan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit, terlihat nilai laju pengeluaran massa abu berada pada nilai tertinggi yaitu sebesar 0,193 gram/s.



Gambar 4.10 Grafik pengaruh AFR dan intensitas penyapuan abu terhadap laju pengeluaran massa abu

Gambar 4.10 diatas memperlihatkan hubungan antara intensitas penyapuan terhadap laju pengeluaran massa abu adalah berbanding lurus. Pada kondisi nilai AFR yang sama, terlihat grafik penyapuan abu setiap 5 menit adalah tertinggi, kemudian dibawahnya berturut-turut yaitu grafik dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit dan terendah yaitu tanpa penyapuan abu. Hal ini menunjukkan mekanisme penyapuan abu mampu secara efektif melancarkan proses pengeluaran abu diatas grade ke kedalam *ash box* dibawahnya. Sedangkan peningkatan laju massa abu seiring peningkatan nilai AFR disebabkan laju reaksi pembakaran lebih cepat dan tinggi, sehingga massa biomassa yang terbakar juga meningkat yang menyebabkan jumlah produksi abu juga akan meningkat.

4.6.2 Pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap *pressure drop* proses gasifikasi.

Pressure drop merupakan parameter penting yang diukur dalam penelitian ini, karena dapat menunjukkan besarnya kerugian energi (*head losses*) pada proses gasifikasi. Semakin tinggi *pressure drop*, maka *head losses* semakin besar, yang

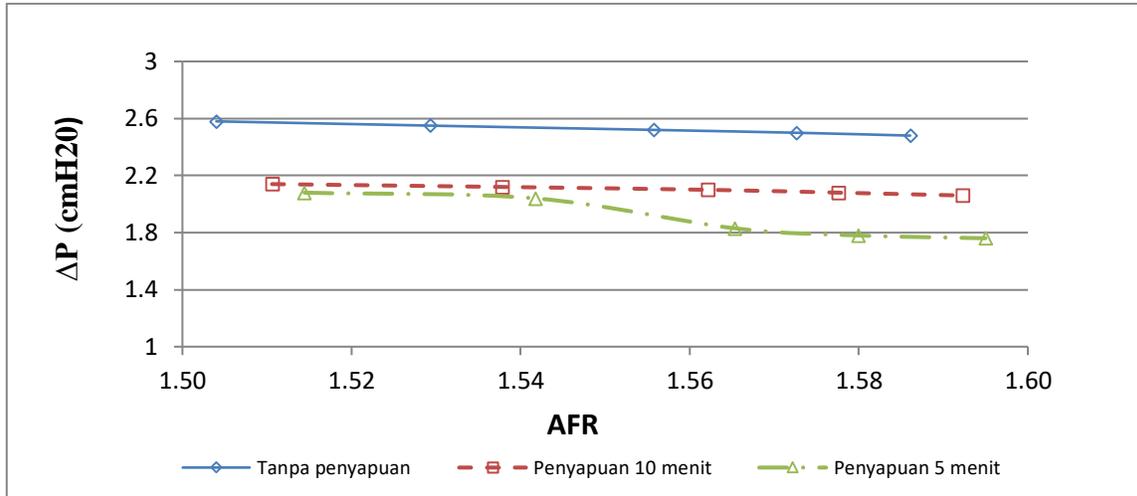
artinya efisiensi reaktor menurun. Untuk mengukur besarnya *pressure drop* pada penelitian ini, digunakan dua buah manometer-U yang diisi fluida H₂O, dimana masing - masing manometer terhubung dengan sisi dalam reaktor sebelum *grade* dan sisi luar reaktor setelah *grade*. Selisih tekanan didalam reaktor dan tekanan di luar reaktor menunjukkan *pressure drop* pada proses gasifikasi. Tabel 4.8 dibawah ini menunjukkan hasil pengukuran *pressure drop* pada penelitian ini

Tabel 4.8 Nilai *pressure drop* pada AFR dan intensitas penyapuan abu yang berbeda

| Set point | Tanpa penyapuan | | Penyapuan setiap 10 menit | | Penyapuan setiap 5 menit | |
|-----------|-----------------|---------------------------------|---------------------------|---------------------------------|--------------------------|---------------------------------|
| | AFR | ΔP (cmH ₂ O) | AFR | ΔP (cmH ₂ O) | AFR | ΔP (cmH ₂ O) |
| 900 | 1,50 | 2,58 | 1,51 | 2,14 | 1,51 | 2,08 |
| 950 | 1,53 | 2,55 | 1,54 | 2,12 | 1,54 | 2,04 |
| 1000 | 1,56 | 2,52 | 1,56 | 2,1 | 1,57 | 1,83 |
| 1050 | 1,57 | 2,5 | 1,58 | 2,08 | 1,58 | 1,78 |
| 1100 | 1,59 | 2,48 | 1,59 | 2,06 | 1,59 | 1,76 |

Tabel 4.8 diatas menyajikan nilai pengukuran *pressure drop* pada variasi AFR dan intensitas penyapuan abu yang berbeda. Pada nilai set point suhu 900°C, nilai *pressure drop* pada kondisi tanpa penyapuan abu yaitu 2,58 cmH₂O, kemudian setelah dilakukan penyapuan abu setiap 10 menit nilai *pressure drop* turun menjadi 2,14 cmH₂O, dan ketika dilakukan penyapuan abu setiap 5 menit turun lagi menjadi 2,08 cmH₂O. Kecenderungan penurunan *pressure drop* seiring bertambahnya intensitas penyapuan abu ini juga terlihat pada variasi set point suhu oksidasi yang berbeda yaitu pada set point 950 °C, 1000 °C, 1050 °C, dan 1100 °C, sedangkan untuk variasi set point suhu oksidasi tidak berkontribusi secara signifikan.

Gambar 4.11 dibawah ini menunjukkan grafik hubungan antara intensitas penyapuan abu dan nilai *pressure drop* pada variasi AFR yang berbeda



Gambar 4.11 Grafik hubungan antara intensitas penyapuan abu dan nilai *pressure drop* pada variasi nilai AFR.

Gambar 4.11 memperlihatkan hubungan antara intensitas penyapuan abu dengan nilai *pressure drop* adalah berbanding terbalik dan linier. Semakin tinggi intensitas penyapuan abu yang dilakukan maka nilai *pressure drop* akan semakin menurun. Hal ini dapat diketahui dari grafik dengan dilakukan penyapuan setiap 5 menit mempunyai nilai *pressure drop* terendah, kemudian di atasnya adalah penyapuan setiap 10 menit, dan grafik nilai *pressure drop* tertinggi yaitu tanpa mekanisme penyapuan abu. Dari grafik di atas terlihat bahwa grafik penyapuan abu setiap 10 menit dan 5 menit adalah agak berhimpit pada AFR 1,5-1,53, kemudian gradient grafik penyapuan abu setiap 5 menit akan membesar pada AFR 1,56-1,57. Hal ini pengaruh penyapuan abu 5 menit terhadap *pressure drop* sangat signifikan dibandingkan penyapuan abu 10 menit pada AFR 1,56-1,57.

Penyebab penurunan nilai *pressure drop* seiring bertambahnya intensitas penyapuan abu karena semakin tinggi intensitas penyapuan abu maka jumlah abu di atas grate akan semakin sedikit sehingga laju aliran syngas kesisi keluar reaktor akan semakin lancar. Hal ini dapat dilihat dari indikator laju pengeluaran massa abu yang semakin besar akibat adanya mekanisme penyapuan abu sesuai pembahasan di bab 4.5.1 sebelumnya. Apabila massa abu di atas grate terlalu banyak menumpuk, maka akan menghambat aliran syngas keluar yang menyebabkan tekanan didalam reaktor semakin besar dan nilai *pressure drop* akan meningkat. Hasil ini sesuai

dengan penelitian yang sudah dilakukan oleh **M.Simeone (2012)** yang menyebutkan semakin lama durasi waktu gasifikasi, maka laju massa aliran syngas dan nilai *pressure drop* semakin tinggi.

4.7 Analisa *Cold Gas Efficiency* Proses Gasifikasi

Parameter output dari proses gasifikasi selanjutnya yaitu *Cold Gas Efficiency* dari proses gasifikasi. Untuk menghitung efisiensi gasifikasi maka digunakan persamaan *Cold Gas Efficiency* yaitu :

$$\text{Cold Gas Efficiency} = \frac{\dot{m}_{\text{syngas}} \cdot \text{LHV}_{\text{syngas}}}{\dot{m}_{\text{biomassa}} \cdot \text{LHV}_{\text{biomassa}}}$$

Keterangan :

\dot{m}_{syngas} = Laju alir massa syngas (kg/s)

$\dot{m}_{\text{biomassa}}$ = Laju alir massa biomassa (kg/s)

LHV syngas = Lower Heating Value syngas (Kj/Kg)

LHV biomassa = Lower Heating Value biomassa (Kj/Kg)

LHV syngas pada sub bab 4.4 sebelumnya masih dalam satuan kJ/m³. Oleh karena itu diperlukan nilai massa jenis syngas (density) yang mempunyai satuan (kg/m³) sebagai pembagi LHV syngas, sehingga satuan LHV syngas terkonversi menjadi kJ/kg. Perhitungan nilai massa jenis syngas adalah sebagai berikut :

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

Keterangan :

ρ_{syngas} = Massa jenis syngas (kg/m³)

Y_i = Presentase volumetris senyawa pada syngas

$\rho_i \text{ syngas}$ = Massa jenis senyawa syngas (CO, H₂, CH₄, dll)

Contoh perhitungan : pada temperatur udara 900°C, berdasarkan interpolasi tabel properties A-4 *Thermophysical Properties Of Gases At Atmospheric Pressure* didapat nilai massa jenis senyawa sebagai berikut :

20,18% CO dengan $\rho = 1,0618 \text{ kg/m}^3$

- 6,94 % H₂ dengan ρ = 0,07413 kg/m³
- 2,39% CH₄ dengan ρ = 0,5227 kg/m³
- 48,4% N₂ dengan ρ = 1,0334 kg/m³
- 12,54 CO₂ dengan ρ = 1,6646 kg/m³
- 9,55% O₂ dengan ρ = 1,19 kg/m³

$$\rho_{\text{syngas}} = \sum_{i=1}^n (0,2018 \cdot 1,0618) + (0,0694 \cdot 0,07413) + (0,0239 \cdot 0,5227) + (0,484 \cdot 1,0334) + (0,1254 \cdot 1,6646) + (0,0955 \cdot 1,19)$$

$$\rho_{\text{syngas}} = 1,055091 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir biomassa pada temperatur set point 900°C adalah 0,0063 kg/s, dan laju alir massa syngas adalah 0,0081 kg/s, sehingga substitusi ke persamaan Cold Gas efficiency menjadi :

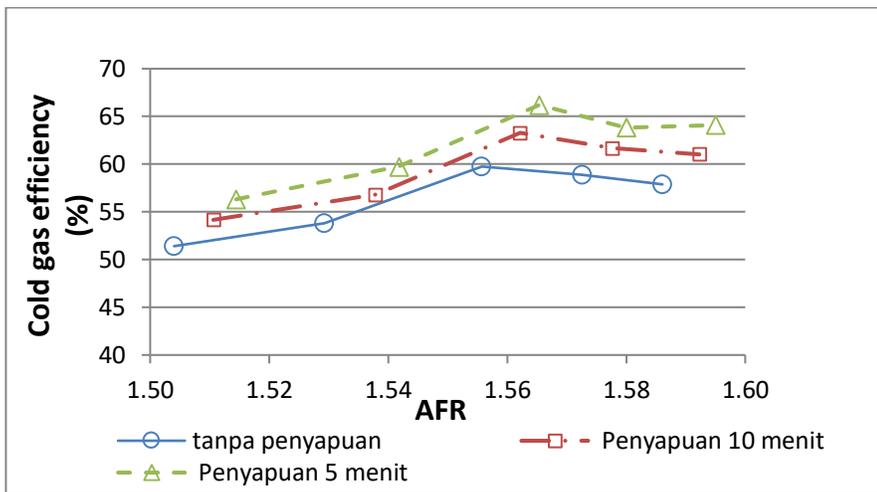
$$\begin{aligned} \text{Cold Gas Efficiency} &= \frac{0,0081 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) \cdot \frac{4155,283 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}\right)}{1,055091 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}}{0,0063 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) \cdot 12258 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)} \times 100\% \\ &= 41,13 \% \end{aligned}$$

Tabel 4.9 Nilai *cold gas efficiency* pada variasi set point suhu oksidasi berbeda (tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, penyapuan setiap 5 menit)

| Tanpa penyapuan abu | | | | | | |
|---------------------|-------|-------------------|-----------------|--------------------|----------------------|-------------------------|
| Set Point (C) | AFR | m biomassa (kg/s) | m syngas (kg/s) | LHV syngas (kJ/kg) | LHV biomassa (kJ/kg) | Cold Gas Efficiency (%) |
| 900 | 1,504 | 0,0063 | 0,0090 | 4429,1 | 12258 | 51,40 |
| 950 | 1,529 | 0,0063 | 0,0090 | 4645,7 | 12258 | 53,79 |
| 1000 | 1,556 | 0,0064 | 0,0093 | 5081,4 | 12258 | 59,74 |
| 1050 | 1,573 | 0,0065 | 0,0096 | 4934,6 | 12258 | 58,86 |
| 1100 | 1,586 | 0,0065 | 0,0096 | 4839,7 | 12258 | 57,86 |

| Penyapuan abu setiap 10 menit | | | | | | |
|-------------------------------|-------|-------------------|-----------------|--------------------|----------------------|-------------------------|
| Set Point (C) | AFR | m biomassa (kg/s) | m syngas (kg/s) | LHV syngas (kJ/kg) | LHV biomassa (kJ/kg) | Cold Gas Efficiency (%) |
| 900 | 1,511 | 0,0064 | 0,0095 | 4524,0 | 12258 | 54,16 |
| 950 | 1,538 | 0,0065 | 0,0096 | 4759,3 | 12258 | 56,79 |
| 1000 | 1,562 | 0,0065 | 0,0097 | 5210,8 | 12258 | 63,28 |
| 1050 | 1,578 | 0,0067 | 0,0099 | 5069,2 | 12258 | 61,67 |
| 1100 | 1,592 | 0,0067 | 0,0100 | 4974,0 | 12258 | 61,03 |

| Penyapuan abu setiap 5 menit | | | | | | |
|------------------------------|-------|-------------------|-----------------|--------------------|----------------------|-------------------------|
| Set Point (C) | AFR | m biomassa (kg/s) | m syngas (kg/s) | LHV syngas (kJ/kg) | LHV biomassa (kJ/kg) | Cold Gas Efficiency (%) |
| 900 | 1,514 | 0,0063 | 0,0096 | 4557,4 | 12258 | 56,31 |
| 950 | 1,542 | 0,0066 | 0,0101 | 4778,5 | 12258 | 59,74 |
| 1000 | 1,565 | 0,0066 | 0,0102 | 5228,5 | 12258 | 66,21 |
| 1050 | 1,580 | 0,0066 | 0,0103 | 5065,4 | 12258 | 63,83 |
| 1100 | 1,595 | 0,0066 | 0,0105 | 4963,2 | 12258 | 64,10 |



Gambar 4.12 Grafik hubungan AFR terhadap *cold gas efficiency* pada intensitas penyapuan abu berbeda.

Gambar 4.12 diatas menunjukkan hubungan antara nilai set point suhu oksidasi terhadap *nilai cold gas efficiency* pada proses gasifikasi pada kondisi intensitas penyapuan abu yang berbeda. Dari grafik terlihat hubungannya adalah berbanding lurus secara linier yang artinya semakin tinggi nilai AFR maka nilai *cold gas efficiency* juga akan akan semakin meningkat dan akan menurun setelah melewati titik puncak / yield-nya pada setiap intensitas penyapuan abu yang berbeda. Nilai *cold gas efficiency* pada AFR 1,50 , 1,53, 1,56, 1,57, 1,59 pada kondisi tanpa penyapuan abu berturut- turut adalah 51,4%, 53,79%, 59,74%, 58,86%, dan 57,86%, sedangkan

pada kondisi penyapuan abu setiap 10 menit dengan variasi AFR 1,51, 1,54, 1,56, 1,58, 1,59 nilai *cold gas efficiency* adalah 54,16%, 56,79%, 63,28%, 61,67% dan 61,03%. Untuk kondisi penyapuan abu setiap 5 menit pada variasi nilai AFR 1,51, 1,54, 1,56, 1,58, 1,59 nilai *cold gas efficiency* adalah 56,31%, 59,74%, 66,21%, 63,83%, 64,10%. Peningkatan nilai tersebut lebih dipengaruhi oleh peningkatan nilai LHV syngas dan laju alir massa syngas. Dari tabel 4.9 diatas dapat terlihat peningkatan nilai AFR dengan meningkatkan nilai set point akan menyebabkan peningkatan nilai LHV syngas dan laju alir massa syngas, sehingga nilai *cold gas efficiency* juga akan meningkat.

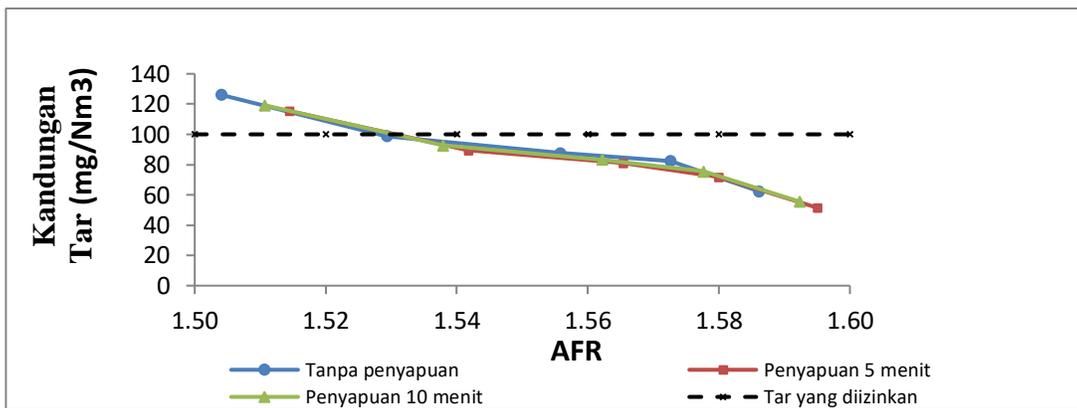
Disisi lain variabel terkontrol yang berupa intensitas penyapuan abu juga mempengaruhi nilai *cold gas efficiency*, dimana hubungannya semakin tinggi intensitas penyapuan abu maka nilai *cold gas efficiency* juga meningkat. Hal ini dapat pada gambar 4.12 yaitu grafik dengan penyapuan setiap 5 menit berada sedikit diatas grafik penyapuan setiap 10 menit , kemudian grafik tanpa penyapuan abu berada di posisi terendah. Pada penelitian terdahulu yang dilakukan oleh (Sivakumar, 2012) menggunakan limbah kotoran sapi, nilai cold gas efficiency dari gasifier mampu mencapai 81 %. Hal ini dikarenakan improvement yang dilakukan pada penelitian tersebut tidak hanya menggunakan pengendali otomatis suhu, tetapi juga melakukan kontrol *feeding rate* proses gasifikasi, penambahan tempat untuk penyaring abu, serta controlling terhadap pasokan udara untuk zona oksidasi.

4.5. Analisa kandungan tar dalam syngas

Penggunaan *syngas* untuk mesin diesel harus memiliki kandungan tar dibawah 100 mg/Nm³ (Bhattacharya, 2013). Oleh karena itu, parameter output dari proses gasifikasi yang perlu dianalisa adalah kandungan tar yang ada di dalam *syngas*. Pada tabel 4.10 disajikan nilai perhitungan kandungan tar pada variasi suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu, sedangkan gambar 4.13 menunjukkan grafik pengaruh peningkatan AFR terhadap kandungan tar dalam *syngas* dengan kondisi tanpa penyapuan abu, penyapuan abu setiap 10 menit, dan penyapuan abu setiap 5 menit

Tabel 4.10 Nilai kandungan tar syngas pada variasi suhu oksidasi dan intensitas penyapuan abu yang berbeda

| Set point | Tanpa penyapuan | | | | Penyapuan setiap 10 menit | | | | Penyapuan setiap 5 menit | | | |
|-----------|-----------------|--------------------|----------------|------------------------|---------------------------|--------------------|----------------|------------------------|--------------------------|--------------------|----------------|------------------------|
| | AFR | Volume syngas (m3) | massa tar (mg) | Kandungan tar (mg/Nm3) | AFR | Volume syngas (m3) | massa tar (mg) | Kandungan tar (mg/Nm3) | AFR | Volume syngas (m3) | massa tar (mg) | Kandungan tar (mg/Nm3) |
| 900 | 1,50 | 1,11 | 140 | 126,13 | 1,51 | 1,14 | 136 | 119,30 | 1,51 | 1,17 | 135 | 115,38 |
| 950 | 1,53 | 1,215 | 120 | 98,77 | 1,54 | 1,23 | 114 | 92,68 | 1,54 | 1,23 | 110 | 89,43 |
| 1000 | 1,56 | 1,29 | 113 | 87,60 | 1,56 | 1,32 | 110 | 83,33 | 1,57 | 1,335 | 108 | 80,90 |
| 1050 | 1,57 | 1,335 | 110 | 82,40 | 1,58 | 1,35 | 102 | 75,56 | 1,58 | 1,365 | 98 | 71,79 |
| 1100 | 1,59 | 1,425 | 89 | 62,46 | 1,59 | 1,44 | 80 | 55,56 | 1,59 | 1,455 | 75 | 51,55 |



Gambar 4.13 Pengaruh AFR terhadap kandungan tar syngas

Dari gambar 4.13 diatas terlihat bahwa semakin tinggi nilai AFR yang didapat dengan cara meningkatkan suhu oksidasi, maka kandungan tar dalam syngas akan menurun. Hal ini disebabkan semakin tinggi nilai AFR maka rasio perbandingan udara dan bahan bakar akan meningkat, hal ini menyebabkan suhu oksidasi juga akan semakin meningkat. Peningkatan suhu oksidasi ini akan menyebabkan jumlah energi panas yang dihasilkan akan semakin meningkat, sehingga proses penurunan kandungan tar pada proses *thermal cracking* akan semakin meningkat. Proses *thermal cracking* adalah salah satu cara penurunan kandungan tar dengan meningkatkan suhu di dalam reaktor, dan merupakan metode penurunan kadar tar secara primer. Selain itu semakin tinggi suhu oksidasi, proses *reforming* tar dari yang bersifat primer ke sekunder akan semakin tinggi, dan sebagian tar bereaksi dengan panas membentuk senyawa gas CO dan H₂. Inilah yang menjadi penyebab kandungan tar dalam syngas akan menurun.

Dari gambar 4.13 juga terlihat variasi intensitas penyapuan abu, tidak berpengaruh secara signifikan terhadap penurunan kadar tar syngas, sehingga grafik yang terjadi cenderung berhimpitan. Hal ini disebabkan pada kondisi set point suhu oksidasi yang sama, pengaruh intensitas penyapuan abu terhadap peningkatan distribusi suhu tidak terlalu besar.

Dilihat dari kandungan tar yang dihasilkan, terlihat bahwa pada set point suhu oksidasi lebih besar dari 1000°C pada setiap variasi intensitas penyapuan abu, maka syngas yang dihasilkan diizinkan untuk mensubstitusi bahan bakar untuk mesin biodiesel karena mempunyai kandungan tar dibawah 100 mg/Nm³.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil yang didapat dari penelitian ini, dapat ditarik beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Set point suhu oksidasi akan berkontribusi positif dan linier terhadap unjuk kerja gasifikasi yaitu : distribusi suhu reaktor, komposisi dan LHV syngas, *cold gas efficiency*. Sedangkan intensitas penyapuan abu berpengaruh positif terhadap unjuk kerja gasifikasi yaitu : distribusi suhu reaktor, komposisi dan LHV syngas, *cold gas efficiency*, laju pengeluaran massa abu, dan *pressure drop*.
2. Set point suhu oksidasi akan menggeser grafik distribusi suhu reaktor pada zona drying, pirolisis, dan reduksi. Dengan mekanisme penyapuan abu setiap 5 menit, peningkatan suhu di zona drying pada set point suhu oksidasi 900°C- 1100 °C adalah rata-rata **31,2 °C** yaitu dari 107 °C, 144 °C, 163 °C menjadi 135 °C, 165 °C, 208 °C. Peningkatan suhu di zona pirolisis adalah rata-rata **59,5 °C** yaitu dari 376 °C, 521 °C menjadi 442 °C, 574 °C. Sedangkan zona reduksi terjadi peningkatan sebesar **74 °C** dari 451 °C menjadi 525 °C.
3. Kandungan LHV tertinggi syngas dicapai pada kondisi operasi penyapuan abu setiap 5 menit pada nilai AFR 1,57 yaitu sebesar 5206,56 (kJ/m³), nilai *cold gas efficiency* tertinggi dicapai pada AFR 1,57 dengan kondisi penyapuan setiap 5 menit yaitu sebesar 66,21%.
4. Intensitas penyapuan abu mampu secara efektif memaksimalkan laju pengeluaran massa abu sehingga berpengaruh signifikan terhadap komposisi volumetris senyawa CO dan H₂ pada syngas.

5.2 Saran

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

1. Untuk penelitian selanjutnya perlu ditambahkan port sampling di zona pirolisis, agar bisa diketahui dengan lebih rinci kandungan yang terdapat di zona pirolisis setelah diberi masukan udara.
2. Dibutuhkan penelitian lebih lanjut untuk sistem pengaduk dalam reaktor, dimana hal tersebut dapat mempengaruhi temperatur pada setiap zona dalam reaktor yang belum tereduksi dengan baik.
3. Perlu dilakukan modifikasi pada *hopper* tempat masuknya biomassa yang masih sulit dalam hal penyalaan awal. Dan masih ada beberapa kebocoran yang menyebabkan kurang efektifnya kinerja dari *gasifier*.
4. Perlu dilakukan penelitian lebih lanjut terkait range intensitas penyapuan yang lebih luas, agar didapatkan kombinasi yang tepat dan hasil yang lebih baik dalam peningkatan performa gasifikasi.

DAFTAR PUSTAKA

- Arena, U (2012), *Process and Technological Aspects of Municipal Solid Waste Gasification - A Review*, Waste Management 32 (2012) 625–639
- Basu, P., 2013. Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction. India: Academic Press.
- Basu, P. (2010). *Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory*. Academic press
- Badan Pusat Statistik (2017). Data Kependudukan Warga Negara Indonesia. www.bps.go.id
- Reed, Thomas B., Das, A. 1988. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System. Colo: Solar Technical Information Programm, Solar Energy Research Institute.
- Molino, Antonio., Chianese, Simeone., Musmarra, Dino., 2015. “Biomass Gasification Technology: The State of The Art Overview”. *Journal of Energy Chemistry*. 25 (2016) 10–25
- Sudarmanta. B, (2009). Karakterisasi Gasifikasi Biomassa Sekam Padi Menggunakan Reaktor *Downdraft* dengan Dua Tingkat Laluan Udara. *Research Gate*, 8, 11-14.
- Indarto, (2014). Studi Eksperimental Briket Municipal Solid Waste pada Gasifikasi Tipe *Downdraft* menggunakan pengendali suhu otomatis GCU. Tesis.
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10-25.
- Chen, Y., Luo, Y. H., Wu, W. G., & Su, Y. (2009), “Experimental investigation on tar formation and destruction in a lab-scale two-stage reactor”, *Energy & Fuels*, 23(9), 4659-4667.
- Sudarmanta. B, (2015). “Dual fuel engine performance using biodiesel and syngas from rice husk downdraft gasification for power generation”. International seminar Mechanical Engineering Department, Faculty of Industry technology, ITS Surabaya, Indonesia
- Trianto Aji, (2016). “Study Eksperimental pengaruh suhu proses gasifikasi Pellet MSW terhadap Unjuk Kerja Reaktor gasifikasi tipe *downdraft* berpengendali suhu pada zona *partial combustion* sistem kontinyu “. Seminar Nasional Teknik Mesin-12, Universitas Kristen Petra, Surabaya

- Simoene, M. Federica, B. Cristiano, N. Leonardo, T (2012). Gasification of pelletized biomass in a pilot scale downdraft gasifier. *International Journal of Energy Research*, 10(6)
- Nahampun, F (2017). “Kajian pengeluaran residu proses gasifikasi Pada reaktor gasifikasi sekam padi tipe *Downdraft*.” Skripsi.
- Devi, L., Ptasinski, K. J., & Janssen, F. J. (2003), “A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes”, *Biomass and bioenergy*, 24(2), 125-140.
- Brandt, P., Larsen, E., & Henriksen, U. (2000). “High tar reduction in a two-stage gasifier”, *Energy & Fuels*, 14(4), 816-819.

LAMPIRAN

Perhitungan dan Tabel

- **Menentukan Laju alir massa pelet MSW**

Contoh perhitungan pada set point suhu 900 °C, kondisi tanpa penyapuan abu, sebagai berikut :

$\rho_{MSW} = 320$ (gram/liter) $\rightarrow 320$ (kg/m³)

D reaktor = 0,5 meter

Waktu = 15 menit $\rightarrow 900$ sekon

Perubahan ketinggian (h) = 9,04 cm = 0,0904 meter

Persamaan yang digunakan :

$$\dot{m}_{pelet\ MSW} = \frac{\rho_{pelet\ MSW} \left(\frac{kg}{m^3}\right) \cdot Volume\ (m^3)}{waktu\ (s)}$$

$$\dot{m}_{pelet\ MSW} = \frac{\rho_{pelet\ MSW} \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (D)^2 \cdot h}{waktu}$$

$$\dot{m}_{pelet\ MSW} = \frac{320 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) (0,5\ m)^2 \cdot 0,0904\ (m)}{900\ (s)}$$

$$\dot{m}_{pelet\ MSW} = 0,0063 \frac{kg}{s}$$

Tanpa penyapuan ab

| Set point suhu (C) | Perubahan ketinggian (m) | density pelet (kg/m ³) | Luas (m ²) | Waktu (menit) | \dot{m} biomassa (kg/s) |
|-------------------------|--------------------------------|--|---------------------------|------------------|------------------------------|
| 900 | 0.0904 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.0063 |
| 950 | 0.0909 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00635 |
| 1000 | 0.0924 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00645 |
| 1050 | 0.0938 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00655 |
| 1100 | 0.0938 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00655 |

Penyapuan setiap 10 menit

| Set point suhu (C) | Perubahan ketinggian (m) | density pelet (kg/m3) | Luas (m2) | Waktu (menit) | \dot{m} biomassa (kg/s) |
|-------------------------|-----------------------------|--------------------------|--------------|------------------|------------------------------|
| 900 | 0.0924 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00645 |
| 950 | 0.0938 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00655 |
| 1000 | 0.0938 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00655 |
| 1050 | 0.0953 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00665 |
| 1100 | 0.0954 | 320 | 0.19635 | 15 | 0.00666 |

Penyapuan setiap 5 menit

| Set point suhu (C) | Perubahan ketinggian (m) | density pelet (kg/m3) | Luas (m2) | Waktu (menit) | \dot{m} biomassa (kg/s) |
|-------------------------|-----------------------------|--------------------------|--------------|------------------|------------------------------|
| 900 | 0.0927 | 320 | 0.19635 | 15 | 0,00647 |
| 950 | 0.0939 | 320 | 0.19635 | 15 | 0,00656 |
| 1000 | 0.0942 | 320 | 0.19635 | 15 | 0,00658 |
| 1050 | 0.0956 | 320 | 0.19635 | 15 | 0,00667 |
| 1100 | 0.0956 | 320 | 0.19635 | 15 | 0,00667 |

- **Menentukan Laju alir massa syngas**

Contoh perhitungan pada set point suhu 900 °C, kondisi tanpa penyapuan abu, sebagai berikut :

$$\Delta P = P_0 - P_1 = 38,15 \text{ Pa} = 38 \text{ N/m}^2$$

$$\rho_{\text{syngas}} = 1,0265 \text{ kg/m}^3$$

$$\dot{m}_{\text{syngas}} = \rho_{\text{syngas}} \cdot \bar{V} \cdot A$$

$$= \rho_{\text{syngas}} \cdot (0,5V_{\text{max}}) \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right)$$

$$= \rho_{syngas} \cdot \left\{ (0,5) \left(\sqrt{\frac{2(P_0 - P_1)}{\rho_{syngas}}} \right) \right\} \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right)$$

$$= 1,0265 \cdot \left\{ (0,5) \left(\sqrt{\frac{2 \cdot (38,15)}{1,0265}} \right) \right\} \cdot \left(\frac{\pi}{4} (0,0504^2) \right) \dot{m}_{syngas} = 0,00891 \text{ kg/s}$$

Tanpa penyapuan abu

| Set poin suhu (C) | Beda tekanan (Pa) | ρ_{syngas} (kg/m ³) | Laju massa <i>syngas</i> (kg/s) |
|---------------------|-------------------|--------------------------------------|---------------------------------|
| 900 | 38,15 | 1.0265 | 0.00896 |
| 950 | 38,91 | 1.0174 | 0.00901 |
| 1000 | 41,96 | 1.0026 | 0.00929 |
| 1050 | 44,18 | 1.0084 | 0.00957 |
| 1100 | 44,25 | 1.0131 | 0.00959 |

Penyapuan setiap 10 menit

| Set poin suhu (C) | Beda tekanan (Pa) | ρ_{syngas} (kg/m ³) | Laju massa <i>syngas</i> (kg/s) |
|---------------------|-------------------|--------------------------------------|---------------------------------|
| 900 | 42,72 | 1.0212 | 0.00946 |
| 950 | 44,25 | 1.0093 | 0.00957 |
| 1000 | 46,54 | 0.9941 | 0.00974 |
| 1050 | 48,06 | 0.9980 | 0.00992 |
| 1100 | 48,83 | 1.0020 | 0.01002 |

Penyapuan setiap 5 menit

| Set poin suhu (C) | Beda tekanan (Pa) | ρ_{syngas} (kg/m ³) | Laju massa <i>syngas</i> (kg/s) |
|---------------------|-------------------|--------------------------------------|---------------------------------|
| 900 | 44,25 | 1.0187 | 0.00946 |
| 950 | 48,83 | 1.0102 | 0.00957 |
| 1000 | 51,12 | 0.9957 | 0.00974 |
| 1050 | 51,15 | 1.0038 | 0.00992 |
| 1100 | 53,41 | 1.0092 | 0.01002 |

- **Menentukan LHV pelet MSW**

$$\begin{aligned} LHV_{biomassa} &= HHV_{biomassa} - h_{fg} \left(\frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \\ LHV_{biomassa} &= 13843 \frac{kJ}{kg} - 2260 \frac{kJ}{kg} \left(\frac{9(6,7)}{100} + \frac{9,82}{100} \right) \\ LHV_{biomassa} &= 12258 \frac{kJ}{kg} \end{aligned}$$

- **Menentukan kandungan tar**

Kandungan tar diukur dalam waktu lima menit. Pada waktu lima menit, tar yang terkondensasi ditampung dalam gelas ukur kemudian ditimbang massa tar dengan cara mengurangi hasil timbangan dengan massa gelas ukur. Volume *syngas* selama lima menit diukur dengan menggunakan *pitot tube* (didapatkan debit *syngas*) kemudian dikali dengan waktu lima menit (300 s).

Contoh perhitungan pada set point suhu oksidasi 900°C tanpa penyapuan abu adalah sebagai berikut :

$$\text{Kandungan tar} = \frac{m_{tar}}{\text{Volume syngas}}$$

$$\text{Kandungan tar} = \frac{240 \text{ mg}}{1.11 \text{ m}^3}$$

$$\text{Kandungan tar} = 216,22 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3}$$

Tanpa penyapuan abu

| Set point (°C) | m tar (mg) | volume syngas selama 5 menit (m3) | Tar (mg/Nm3) |
|----------------|------------|-----------------------------------|--------------|
| 900 | 140 | 1.11 | 126,13 |
| 950 | 120 | 1.215 | 98,77 |
| 1000 | 113 | 1.29 | 87,60 |
| 1050 | 110 | 1.335 | 82,40 |
| 1100 | 89 | 1.425 | 62,46 |

Penyapuan setiap 10 menit

| Set point (°C) | m tar (mg) | volume syngas selama 5 menit (m3) | Tar (mg/Nm3) |
|----------------|------------|-----------------------------------|--------------|
| 900 | 136 | 1.14 | 119,30 |
| 950 | 114 | 1.23 | 92,68 |
| 1000 | 110 | 1.32 | 83,33 |
| 1050 | 102 | 1.35 | 75,56 |
| 1100 | 80 | 1.44 | 55,56 |

Penyapuan setiap 5 menit

| Set point (°C) | m tar (mg) | volume syngas selama 5 menit (m3) | Tar (mg/Nm3) |
|----------------|------------|-----------------------------------|--------------|
| 900 | 135 | 1.17 | 115,38 |
| 950 | 110 | 1.23 | 89,43 |
| 1000 | 108 | 1.335 | 80,90 |
| 1050 | 98 | 1.365 | 71,79 |
| 1100 | 75 | 1.445 | 51,55 |

- Massa jenis syngas

| Set Point (°C) | Temp. syn-gas (°K) | Massa jenis tiap-tiap gas pada temperatur synthetic-gas (kg/m3) | | | | | |
|----------------|--------------------|---|---------------|----------------|----------------|---------------|---------------|
| | | ρ gas CO | ρ gas H2 | ρ gas CH4 | ρ gas CO2 | ρ gas N2 | ρ gas O2 |
| 900 | 318. | 1,0618 | 0,07402 | 0,53368 | 1.6676 | 1.0339 | 1.189 |
| 950 | 320 | 1,0614 | 0,07399 | 0,53368 | 1.6609 | 1.0329 | 1.182 |
| 1000 | 321 | 1,0609 | 0,07359 | 0,53368 | 1.66 | 1.0301 | 1.179 |
| 1050 | 325 | 1,0607 | 0,07352 | 0,53368 | 1.6587 | 1.0299 | 1.159 |
| 1100 | 323 | 1,0602 | 0,07348 | 0,53368 | 1.6591 | 1.0302 | 1.166 |

BIODATA PENULIS



Feri Putra Prakus Tidar, lahir di Malang pada tanggal 10 februari 1987 adalah putra keempat dari pasangan H Khusaeri dan Hj Suprapti. Setelah menempuh pendidikan formal di SDN Arjosari 2 Malang, SMP Negeri 3 Malang dan SMA Negeri 4 Malang, penulis melanjutkan studi S1 jurusan Teknik Mesin, bidang studi konversi energi di Universitas Brawijaya Malang dan lulus tahun 2010. Kemudian melanjutkan kuliah S2 program pascasarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya dengan mengambil Bidang Studi Rekayasa Konversi Energi, Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri.