



TESIS-TM185400

**STUDI EKSPERIMENTAL DAN NUMERIK PENGARUH
TEMPERATUR UDARA INLET PROSES GASIFIKASI
PELET MSW TERHADAP PERFORMANSI *MULTI-
STAGE DOWNDRAFT GASIFIER***

DEPI RUSTAM EPENDI

02111750020011

DOSEN PEMBIMBING

Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA KONVERSI ENERGI
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019



TESIS-TM185400

**STUDI EKSPERIMENTAL DAN NUMERIK PENGARUH
TEMPERATUR UDARA INLET PROSES GASIFIKASI
PELET MSW TERHADAP PERFORMANSI *MULTI-
STAGE DOWNDRAFT GASIFIER***

DEPI RUSTAM EPENDI

02111750020011

DOSEN PEMBIMBING

Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA KONVERSI ENERGI
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019

LEMBAR PENGESAHAN

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (M.T)
di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

oleh:

Depi Rustam Ependi
NRP. 02111750020011

Tanggal Ujian : 18 Januari 2019
Periode Wisuda : Semester Ganjil 2018/2019

Disetujui oleh:

1. Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.
NIP: 197301161997021001

..... (Pembimbing)

2. Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh W., M.E.
NIP: 195312191981031001

..... (Penguji)

3. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc.
NIP: 196604021989031002

..... (Penguji)

4. Ary Bachtiar Krishna P., S.T., M.T., Ph.D.
NIP: 197105241997021001

..... (Penguji)

Dekan Fakultas Teknologi Industri



Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T.
NIP. 196905071995121001

STUDI EKSPERIMENTAL DAN NUMERIK PENGARUH TEMPERATUR UDARA INLET PROSES GASIFIKASI PELET MSW TERHADAP PERFORMANSI *MULTI-STAGE* *DOWNDRAFT GASIFIER*

Nama Mahasiswa : Depi Rustam Ependi
NRP : 02111750020011
Departemen : Teknik Mesin ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstrak

Timbulan *municipal solid waste* (MSW) yang tinggi dapat digunakan untuk mensubstitusi energi fosil. MSW dikonversi menjadi pelet supaya *feeding* pada *gasifier* konsisten karena ukuran dan bentuknya sesuai. Teknologi gasifikasi merupakan teknologi yang dapat digunakan untuk mengubah MSW menjadi gas yang dapat dimanfaatkan untuk pembakaran pada *diesel engine* dan pembangkitan listrik. Tipe *Gasifier* yang digunakan untuk proses gasifikasi MSW adalah tipe *multi-stage downdraft*. Kemudian salah satu peningkatan unjuk kerja proses gasifikasi adalah dengan cara memanaskan udara yang masuk ke dalam *gasifier*.

Penelitian ini dilakukan dengan metode eksperimental dan numerik. Eksperimen dilakukan dengan cara menambahkan pemanas udara eksternal pada masukan udara bertingkat (*multi-stage*). Temperatur udara inlet zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi divariasikan dengan lima variasi, yaitu 80 °C (*existing*), 110 °C, 150 °C, 180 °C, dan 210 °C. Di samping itu, simulasi numerik dilakukan untuk mengetahui detail distribusi temperatur dan komposisi gas pada setiap zona yang tidak terukur pada saat eksperimen. Perangkat lunak Gambit 2.4.6 digunakan untuk pembuatan model 3D dan *mesh*, ANSYS Fluent 15.1 digunakan untuk simulasi *Computational Fluid Dynamics* (CFD).

Hasil yang diperoleh dari penelitian ini adalah didapatkan temperatur oksidasi tertinggi sebesar 969 °C pada temperatur udara 210 °C. Komposisi syngas (CO, H₂, dan CH₄) pada peningkatan temperatur 80-210 °C meningkat dari 21,4%, 9,99%, dan 1,775% menjadi 22,79%, 10,28%, dan 1,78%. Kemudian meningkatkan LHV laju produksi syngas masing-masing sebesar 0,2 MJ/m³ dan 5,92 L/min. *Cold gas efficiency* meningkat sebesar 4,75 % (dari 69,43 % menjadi 74,19 %), dan efisiensi sistem meningkat sebesar 3,05%. Kadar tar terendah sebesar 34,39 mg/Nm³. Berdasarkan simulasi numerik, peningkatan temperatur udara dapat meningkatkan komposisi CO di zona pirolisis dan reduksi sebesar 0,42% dan 2,94%, komposisi H₂ di zona oksidasi dan reduksi sebesar 0,39% dan 0,69%. CH₄ meningkat di zona pirolisis sebesar 0,22%.

Kata kunci: *Municipal solid waste, multi-stage downdraft, gasifikasi, preheated air.*

EXPERIMENTAL AND NUMERICAL STUDY OF THE EFFECT OF INLET AIR TEMPERATURE ON THE PROCESS OF MSW PELLETS GASIFICATION ON MULTI- STAGE DOWNDRAFT GASIFIER PERFORMANCE

Name : Depi Rustam Ependi
NRP : 02111750020011
Departement : Mechanical Engineering ITS
Supervisor : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., MT.

Abstract

High municipal solid waste (MSW) generation can be used to substitute fossil energy. MSW is converted into pellets so that the gasifier feeding is consistent because of its size and shape. Gasification technology is a technology that can be used to convert MSW into a gas that can be used for combustion in diesel engines and electricity generation. The type of gasifier used for the MSW gasification process is a type of multi-stage downdraft. Then one of the improvements in the gasification process is by heating the air entering the gasifier.

This study was carried out by experimental and numerical methods. The experiment was carried out by adding an external air heater to multi-stage air input. The inlet air temperature of the pyrolysis, oxidation and reduction zones were varied with five variations, namely 80 °C (existing), 110 °C, 150 °C, 180 °C, and 210 °C. In addition, numerical simulations were carried out to determine the temperature and gas composition details in each zone that were not measured during the experiment. Gambit 2.4.6 software is used for making 3D and mesh models, ANSYS Fluent 15.1 is used for Computational Fluid Dynamics (CFD) simulations.

The results obtained from this study are that the highest oxidation temperature is 969 °C at an air temperature of 210 °C. The composition of syn-gas (CO, H₂, and CH₄) at an increase in temperature of 80-210 °C increased from 21.4%, 9.99%, and 1.775% to 22.79%, 10.28%, and 1.78%. Then increase the LHV and syngas production rate by 0.2 MJ/m³ and 5.92 L/min respectively. Cold gas efficiency increased by 4.75% (from 69.43% to 74.19%), and system efficiency increased by 3.05%. The lowest tar content is 34.39 mg / Nm³. Based on numerical simulations, an increase in air pressure can increase the composition of CO in the pyrolysis and reduction zones by 0.42% and 2.94%, the composition of H₂ in the oxidation zone and reduction by 0.39% and 0.69%. CH₄ increases in the pyrolysis zone by 0.22%

Keyword: *Municipal solid waste, multi-stage downdraft, gasification, preheated air.*

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji serta syukur penulis panjatkan kepada Allah Subhanahu wa Ta'ala karena berkat rahmat dan karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “**Studi Eksperimental Dan Numerik Pengaruh Temperatur Udara Inlet Proses Gasifikasi Pelet MSW Terhadap Performansi *Multi-Stage Downdraft Gasifier***”. Sholawat serta salam penulis limpahkan kepada Rosululloh Sholallohu ‘alaihi wassalam. Penulis juga berterimakasih kepada semua pihak yang telah membantu proses penyelesaian karya tulis ini. Oleh karena itu, ucapan terimakasih penulis sampaikan khusus kepada:

1. Kedua orang tua, serta keluarga.
2. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T. sebagai pembimbing.
3. Bapak Arif Rahman Saleh, S.T, M.T. atas saran-saran dan masukannya dalam pengerjaan karya tulis ini.
4. Rekan-rekan tim Gasifikasi (Bapak Edmundo Tiago Bello, Bapak Raimundo, dan Bapak Abel Ximenez) atas kerjasamanya dalam pengerjaan eksperimen penelitian ini.
5. Rekan-rekan Rekayasa Konversi Energi yang selalu memberikan dukungan.
6. Sahabat-sahabat kontrakan yang selalu menemani selama proses pengerjaan penelitian

Semoga karya tulis ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan bagi penelitian-penelitian selanjutnya.

Surabaya, Januari 2019

Depi Rustam Ependi
NRP. 02111750020011

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	v
<i>ABSTRACT</i>	vii
KATA PENGANTAR	ix
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL	xvii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	4
1.3 Batasan Masalah	4
1.4 Tujuan	5
1.5 Manfaat Penelitian	6
BAB II KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI	7
2.1 Teori Pendukung	7
2.1.1 Karakteristik <i>Municipal Solid Waste</i> (MSW)	7
2.1.2 Gasifikasi	8
2.1.3 Parameter Performansi Proses Gasifikasi	10
2.1.4 <i>Multi-stage Downdraft Gasifier</i>	13
2.1.5 <i>Preheated Air</i>	15
2.1.6 <i>Computational Fluid Dynamics (CFD)</i>	17
2.2 Penelitian Terdahulu	18
BAB III METODE PENELITIAN	25
3.1 Metode Penelitian Eksperimen	25

3.1.1	Studi Literatur	26
3.1.2	Modifikasi Desain Reaktor Gasifikasi	26
3.1.3	Penambahan pemanas eksternal udara sebelum masuk ke reaktor	26
3.1.4	Validasi Data.....	28
3.1.5	Rencana eksperimen.....	28
3.1.6	Prosedur Pengujian	30
3.2	Metode Penelitian Numerik.....	32
3.2.1	<i>Pre-processing</i>	32
3.2.2	<i>Processing</i>	35
3.2.3	<i>Post-processing</i>	38
3.2.4	Validasi Data.....	39
3.3	Rancangan Penelitian Numerik	39
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		41
4.1	Hasil Eksperimen	41
4.1.1	Analisis Distribusi Temperatur Sepanjang <i>Gasifier</i>	41
4.1.2	Analisis Komposisi <i>Syngas</i>	43
4.1.3	Analisis <i>Lower Heating Value (LHV) Syngas</i>	45
4.1.4	Analisis <i>Cold Gas Efficiency</i> dan Efisiensi Sistem.....	46
4.1.5	Analisis Kandungan Tar.....	49
4.2	Hasil Numerik	51
4.2.1	Analisis Distribusi Temperatur Sepanjang <i>Gasifier</i>	51
4.2.2	Analisis Komposisi <i>Combustible Gas</i>	54
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....		65
5.1	Kesimpulan.....	65
5.2	Saran.....	66
DAFTAR PUSTAKA		67

LAMPIRAN.....	71
BIOGRAFI PENULIS	75

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Pelet MSW	7
Gambar 2.2 Tahapan dalam proses gasifikasi.....	9
Gambar 2.3 Mekanisme pembentukan tar	12
Gambar 2.4 Grafik pengaruh temperatur terhadap jenis tar (Basu, 2013).....	13
Gambar 2.5 a). <i>Multi-stage downdraft gasifier</i> . b). Tahapan reaksi pada <i>gasifier multi-stage</i>	14
Gambar 2.6 Sistem pemanasan udara yang akan masuk ke <i>gasifier</i>	15
Gambar 2.7 Ilustrasi pengaruh temperatur udara terhadap kecepatan reaksi.....	16
Gambar 2.8 Distribusi temperature setiap zona	16
Gambar 2.9 Komposisi <i>syngas</i> dan temperature zona oksidasi (a) <i>unheated air</i> (b) <i>preheated air</i>	19
Gambar 2.10 Pengaruh <i>preheat</i> udara terhadap kandungan tar	20
Gambar 2.11 Pengaruh temperatur udara terhadap % vol gas dan LHV	21
Gambar 2.12 Reduksi tar dengan peningkatan temperatur udara	21
Gambar 2.13 Model Reaktor Hidayatulloh (2018)	22
Gambar 2.14. Kontur distribusi suhu pada variasi suhu udara inlet 200 °C (Hidayatulloh, 2018)	22
Gambar 3.1 Diagram alir penelitian eksperimen	25
Gambar 3.2 Skema pemanasan udara	27
Gambar 3.3 Skema instalasi proses gasifikasi	28
Gambar 3.4 Sistem pengambilan sampel tar dalam <i>syngas</i>	29
Gambar 3.5 Diagram alir penelitian numerik	33
Gambar 4.1 Distribusi temperatur sepanjang <i>gasifier</i>	42
Gambar 4.2 Kurva komposisi <i>syngas</i> pada setiap variasi temperatur udara.....	43
Gambar 4.3 Grafik LHV dan laju produksi <i>syngas</i>	45
Gambar 4.4 Grafik <i>cold gas efficiency</i> dan efisiensi sistem	48
Gambar 4.5 Diagram pengaruh temperatur udara terhadap kandungan tar	50
Gambar 4.6 Kontur dan kurva distribusi temperatur <i>gasifier</i>	52
Gambar 4.7 Kontur temperatur pada tampilan isometrik (a) $T_{udara} = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$, (b) $T_{udara} = 210\text{ }^{\circ}\text{C}$. (c) distribusi temperatur pada sumbu X di zona oksidasi.....	53

Gambar 4.8 Kontur dan kurva distribusi % vol CO.....	55
Gambar 4.9 Laju reaksi R3, R5, dan R7	56
Gambar 4.10 Kontur CO pada tampilan isometrik dan kurva distribusi % vol CO di dari distribusi CO pada sumbu X di zona oksidasi	57
Gambar 4.11 Kontur dan kurva distribusi % vol H ₂	58
Gambar 4.12 Laju reaksi R4 dan R6.....	59
Gambar 4.13 Kontur H ₂ pada tampilan isometrik dan kurva distribusi % vol H ₂ di dari distribusi H ₂ pada sumbu X di zona oksidasi.....	60
Gambar 4.14 Kontur dan kurva distribusi % vol CH ₄	61
Gambar 4.15 Laju reaksi R8	62
Gambar 4.16 Kontur CH ₄ pada tampilan isometrik dan kurva distribusi % vol CH ₄ di dari distribusi CH ₄ pada sumbu X di zona oksidasi.....	63

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Metode uji analisis <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i>	7
Tabel 2.2 Nilai kalor <i>combustible gas</i>	10
Tabel 3.1 Paramater penelitian.....	30
Tabel 3.2 <i>Models</i> yang digunakan dalam simulasi	35
Tabel 3.3 <i>Ultimate analysis</i> dan <i>proximate analysis</i> MSW dalam perangkat lunak <i>fluent</i>	36
Tabel 3.4 Propertis material MSW.....	36
Tabel 3.5 Reaksi dalam proses gasifikasi	37
Tabel 3.6 <i>Boundary condition</i>	37
Tabel 3.7 Parameter <i>input</i> penelitian	40
Tabel 3.8 Parameter <i>output</i> simulasi.....	40
Tabel 4.1 Komposisi <i>syngas</i> pada setiap variasi T_{udara}	43
Tabel 4.2 LHV dan laju produksi <i>syngas</i> pada setiap variasi temperatur udara ...	45
Tabel 4.3 <i>Cold gas efficiency</i> pada setiap variasi T_{udara}	47
Tabel 4.4 Laju alir massa arang dan abu pada setiap variasi T_{udara}	49
Tabel 4.5 Kandungan tar pada setiap variasi T_{udara}	49
Tabel 4.6 Perbandingan komposisi <i>combustible gas</i> eksperimen dan numerik....	54

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Timbulan sampah di Kota Suabaya tahun 2018 mencapai 9800 m³/hari (Dinas Kebersihan dan Ruang Terbuka Hijau Surabaya, 2018). Teknologi diperlukan untuk memanfaatkan sampah menjadi energi alternatif. Sampah yang memungkinkan untuk dikonversi menjadi energi adalah sampah padat yang dihasilkan masyarakat perkotaan atau lebih dikenal dengan sebutan *Municipal Solid Waste* (MSW). MSW yang diperoleh dari tempat pembuangan akhir (TPA) perlu dilakukan pengolahan terlebih dahulu, yaitu melalui proses pemilahan, pengeringan, dan pencacahan (Reed & Das, 1988). Disamping itu, terdapat juga metode terbaru mengenai proses pengolahan MSW, yaitu dengan mengubahnya menjadi bentuk pelet. Kelebihan pengubahan bentuk menjadi pellet ialah dapat menyeragamkan kadar air pada pelet MSW (Bevan, Ahmad, Johari, Amran, & Abdullah, 2015)

Salah satu teknologi yang dapat digunakan untuk mengonversi sampah menjadi energi alternatif tanpa menghasilkan emisi adalah gasifikasi (Arena, 2012). Gasifikasi merupakan proses konversi bahan baku padat atau cair menjadi gas secara termokimia (Basu, 2013). Proses gasifikasi terdiri dari beberapa tahapan yang berurutan, yaitu tahap *drying*, pirolisis, oksidasi parsial, dan reduksi. Gasifikasi membutuhkan media seperti udara, oksigen, atau uap air. Gas yang dihasilkan dari proses gasifikasi atau yang biasa disebut *synthetic gas* (*syngas*) terdiri dari *combustible syngas* (CO, H₂, dan CH₄) dan *non combustible gas* (CO₂, N₂, dan O₂ sisa). Salah satu jenis *gasifier* yang banyak digunakan adalah *downdraft*. *Downdraft gasifier* memiliki kelebihan tingginya tingkat konversi karbon, produksi tar rendah, dan konstruksi sederhana dibandingkan dengan tipe lainnya (Susastriawan, Saptoadi, & Purnomo, 2017).

Beberapa penelitian telah dilakukan menggunakan *downdraft gasifier* berbahan bakar MSW. Mulai dari studi kelayakan MSW sebagai bahan bakar untuk

gasifikasi (Belgiorno, et al, 2003), analisis energi yang dihasilkan dari proses gasifikasi (Jarungthammachote dan Dutta, 2017), analisis model ekuilibrium termodinamik gasifikasi MSW (Codignote et al., 2015) dan analisis tekno-ekonomi energi gasifikasi MSW untuk pembangkitan listrik (Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, 2013). Berdasarkan penelitian ini dapat disimpulkan bahwa MSW memiliki potensi untuk digunakan sebagai bahan bakar gasifikasi.

Beberapa upaya dilakukan untuk meningkatkan performansi gasifikasi yang dinyatakan dengan komposisi *combustible syngas*, *LHV syngas*, *cold gas efficiency*, dan kandungan tar dalam *syngas*. Salah satu upaya peningkatan performansi gasifikasi dilakukan dengan memodifikasi *gasifier downdraft* satu tingkat (*single-stage*) menjadi *gasifier* multi-tingkat (*multi-stage*). Perbedaan antara *single-stage* dan *multi-stage* dalam posisi inlet udara. Pada gasifikasi *single-stage* udara hanya masuk ke zona oksidasi, sedangkan pada gasifikasi *multi-stage* udara masuk ke zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi. Gasifikasi *multi-stage* memiliki kelebihan dapat mereduksi tar hingga 28 mg/Nm³ (Bhattacharya, 2001).

Ximenes, A, 2018, melakukan studi mengenai pengaruh rasio udara pirolisis, oksidasi, dan reduksi terhadap unjuk kerja proses gasifikasi dengan bahan baku pelet MSW. Variasi rasio udara (AR) yang masuk ke dalam reaktor terdapat enam variasi, yaitu 0:10:0, 1:8:1, 2:7:1, 1:6:3, 2:6:2, 3:6:1 dengan ER konstan sebesar 0,4. Hasil dari penelitian tersebut menunjukkan bahwa variasi AR 1:8:1 merupakan variasi optimum. Pada variasi optimum, komposisi *combustible gas* CO, H₂, dan CH₄ bernilai masing-masing 19,08 % vol, 10,89 % vol, dan 1,54 % vol. Kemudian, *cold gas efficiency* dan kandungan tar bernilai masing-masing 70% dan 57,9 mg/Nm³. Semua hasil dari penelitian tersebut menunjukkan bahwa udara masukan bertingkat (*multi-stage*) dapat meningkatkan performansi proses gasifikasi.

Selain menggunakan masukan udara *multi-stage*, peningkatan performansi proses gasifikasi juga dapat dilakukan dengan meningkatkan temperatur udara sebelum masuk ke dalam *gasifier*. Berdasarkan penelitian **Bhattacharya dan Dutta (2013)** temperatur optimum untuk udara inlet zona oksidasi adalah 210 °C, temperatur zona oksidasi yang dihasilkan sebesar 1000 °C, dan pada temperatur ini kadar tar dalam *syngas* mampu diturunkan hingga 10 mg/Nm³. Disamping itu,

menurut penelitian yang dilakukan **Guanggul (2012)**, pemanasan udara sebelum masuk ke zona oksidasi dapat meningkatkan kualitas *syngas* yang dihasilkan dengan peningkatan persentase volumetrik H₂ dari 8,47% menjadi 10,53%, CO dari 22,87% menjadi 24,94%, CH₄ dari 2,02 % menjadi 2,03%, dan HHV dari 4,66 MJ/Nm³ menjadi 5,31 MJ/Nm³.

Ependi, D R (2017) melakukan studi eksperimental tentang pengaruh temperatur udara inlet zona oksidasi terhadap unjuk kerja *gasifier* tipe *downdraft*. *Gasifier* yang digunakan *single-stage gasifier*. Temperatur udara divariasikan dari 80, 110, 150, 180, hingga 200 °C. Sehingga, *preheater* eksternal ditambahkan pada pipa udara yang berada di luar reaktor. Hasil dari penelitian tersebut menunjukkan bahwa peningkatan temperatur udara dari 80-200 °C dapat meningkatkan persentase volumetris pada *combustible syngas* (CO, H₂, dan CH₄) dari 20,03%, 7,79%, dan 2,39% menjadi 21,99%, 8,87%, dan 2,44%. Cold gas efficiency meningkat secara linear sebesar 13,7% (dari 47,37% menjadi 61,07%). Di sisi lain, kandungan tar dalam *syngas* menurun hingga 56,34 mg/Nm³.

Penelitian-penelitian tersebut dilakukan secara eksperimental. Pada penelitian eksperimental data temperatur yang terukur hanya pada titik tertentu (titik termokopel diletakan). Kemudian juga komposisi *syngas* yang terukur hanya pada sisi outlet *gasifier*. Oleh karena itu, perlu dilakukan penelitian secara numerik untuk mengetahui detail distribusi temperatur dan komposisi *syngas* pada setiap zona proses gasifikasi. Sehingga, proses analisis pengaruh temperatur udara dapat lebih komprehensif. Analisis *Computational Fluid Dynamics* (CFD) adalah salah satu metode numerik yang dapat digunakan untuk analisis performansi gasifikasi. Beberapa penelitian analisis CFD telah dilakukan pada gasifikasi *downdraft*. Janajreh (2012) melakukan studi numerik dan eksperimental pada *downdraft gasifier* untuk menginvestigasi distribusi temperatur dalam *gasifier*. Kontur fraksi mol CO dan H₂ sepanjang *gasifier* juga ditampilkan dengan jelas.

Hidayatulloh, D (2018) melakukan studi numerik pengaruh temperatur masukan udara *single stage* terhadap karakteristik *downdraft gasifier*. Pada penelitian tersebut digambarkan kontur distribusi temperatur dan komposisi *combustible syngas* sepanjang reaktor. Sehingga, pembentukan gas-gas pada proses gasifikasi dapat diketahui secara detail.

Berdasarkan uraian-uraian tersebut, pada penelitian ini selain dilakukan dengan metode eksperimen, metode numerik juga dilakukan untuk mengetahui secara spesifik distribusi temperatur sepanjang *gasifier* dan komposisi produk reaksi tahapan gasifikasi. (*multi-stage*). Sehingga pengaruh peningkatan temperatur udara inlet *multi-stage gasifier* terhadap performansi gasifikasi dapat dianalisis secara komprehensif.

1.2 Perumusan Masalah

Gasifier tipe *downdraft* mempunyai performansi yang meliputi LHV *syngas*, laju produksi *syngas*, *cold gas efficiency*, efisiensi sistem, dan kandungan tar dalam *syngas*. Berdasarkan penelitian-penelitian terdahulu, terdapat dua temuan yang belum digabungkan yang sebenarnya terdapat peluang untuk meningkatkan performansi *downdraft gasifier*. Dua temuan tersebut adalah 1) penggunaan masukan udara bertingkat (tiga tingkat) dengan rasio udara masuk pirolisis, oksidasi, dan reduksi sebesar 1:8:1 merupakan rasio optimum. 2) penambahan pemanas eksternal pada *single stage downdraft gasifier* yang telah terbukti dapat meningkatkan performansi *gasifier*.

Pada saat ini, belum ada penelitian yang dilakukan pada *gasifier* tipe *downdraft* dengan masukan udara bertingkat (*multi-stage*) dan penambahan pemanas udara. Sehingga pada penelitian ini akan dijawab pertanyaan mengenai seberapa besar pengaruh pemanasan udara pada *multi-stage downdraft gasifier* terhadap performansi dan kondisi operasi *gasifier*. Kemudian, pada penelitian eksperimen, temperatur hanya dapat diukur pada beberapa titik dan komposisi *syngas* juga hanya dapat diketahui pada outlet *syngas* saja. Maka dari itu diperlukan penelitian dengan metode numerik untuk mengetahui nilai-nilai tersebut. Hasil dari penelitian numerik divalidasi dengan hasil dari penelitian eksperimen.

1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Bahan baku (*feedstock*) yang digunakan adalah MSW berbentuk pelet yang dimanipulasi memiliki komposisi 60% bahan organik dan 40% bahan anorganik
2. Temperatur udara yang masuk ke zona oksidasi dianggap seragam

3. Tidak membahas tentang perpindahan panas dari pemanas ke udara yang akan masuk ke ruang oksidasi
4. Disimulasikan dengan model *single phase* pada *software* ANSYS Fluent 16.
5. Geometri yang dimodelkan hanya pada bagian dalam reaktor.
6. Produk *ash* dan tar tidak keluar dari batas sistem reaktor, sehingga hanya syngas yang dijadikan outlet.
7. Pada penelitian gasifikasi, material input secara otomatis didefinisikan dalam bentuk partikel batu bara karena pada database FLUENT tidak terdapat material MSW

1.4 Tujuan

Tujuan penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mendapatkan pengaruh temperatur udara inlet terhadap performansi *multi-stage downdraft gasifier*, yang meliputi:
 - LHV *syngas*
 - Laju produksi *syngas*
 - *Cold gas efficiency*
 - Efisiensi sistem
 - Kandungan tar
2. Mendapatkan pengaruh temperatur udara inlet terhadap kondisi operasi, yang meliputi:
 - Distribusi temperatur sepanjang *gasifier*
 - Komposisi *syngas* pada zona-zona gasifikasi (*drying*, pirolisis, oksidasi, dan reduksi)
3. Memodelkan reaksi-reaksi pada gasifikasi dan memvalidasi hasilnya dengan hasil eksperimen.

1.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Dapat memberikan informasi dan wacana baru tentang efektifitas penggunaan pemanas udara (*preheated air*) pada proses gasifikasi, khususnya gasifikasi pada *MSW*
2. Dapat digunakan sebagai acuan untuk penelitian lebih lanjut yang terkait dengan peningkatan unjuk kerja proses gasifikasi
3. Dapat digunakan sebagai acuan pengembangan reaktor gasifikasi yang menggunakan *MSW* sebagai bahan baku biomassa

BAB II

KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Teori Pendukung

2.1.1 Karakteristik *Municipal Solid Waste* (MSW)

MSW (*Municipal Solid Waste*) 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, 2016). Karakteristik MSW dapat diketahui dengan melakukan beberapa analisa, yaitu analisis *ultimate* dan *proximate*.

Tabel 2.1 Metode uji analisis *proximate* dan *ultimate*

Proximate analysis (% wt)	
Moisture content	ASTM D 3173-11
Ash content	ASTM D 3175-11
Volatile matter	ASTM D 3174-12
Fixed carbon	ASTM D 3172-13
Ultimate analysis (% wt)	
C	ASTM D 5373-16
H	ASTM D 5373-16
O	ASTM D 3176-15
N	ASTM D 5373-16
S	ASTM D 4239 – 17e2
HHV	Bomb Kalorimeter



Gambar 2.1 Pelet MSW

MSW yang akan digunakan sebagai bahan baku untuk proses gasifikasi biasanya dirubah terlebih dahulu menjadi bentuk pelet. Hal ini dilakukan untuk menyeragamkan kadar air. Gambar 2.1 merupakan salah satu contoh bentuk pellet MSW.

2.1.2 Gasifikasi

Gasifikasi merupakan proses konversi energi dari bahan bakar yang mengandung karbon (padat ataupun cair) menjadi gas yang disebut *syngas*. 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 anorganik seperti abu serta pengotor organik yaitu tar. Komposisi gas ini sangat bergantung pada komposisi unsur dalam biomassa, bentuk dan partikel biomassa, serta kondisi operasi proses gasifikasi.

Pada Gambar 2.2 diperlihatkan sebuah representasi skematis dari proses gasifikasi. Pada proses gasifikasi terdapat tahapan yang berurutan, yaitu:

a) *Drying*

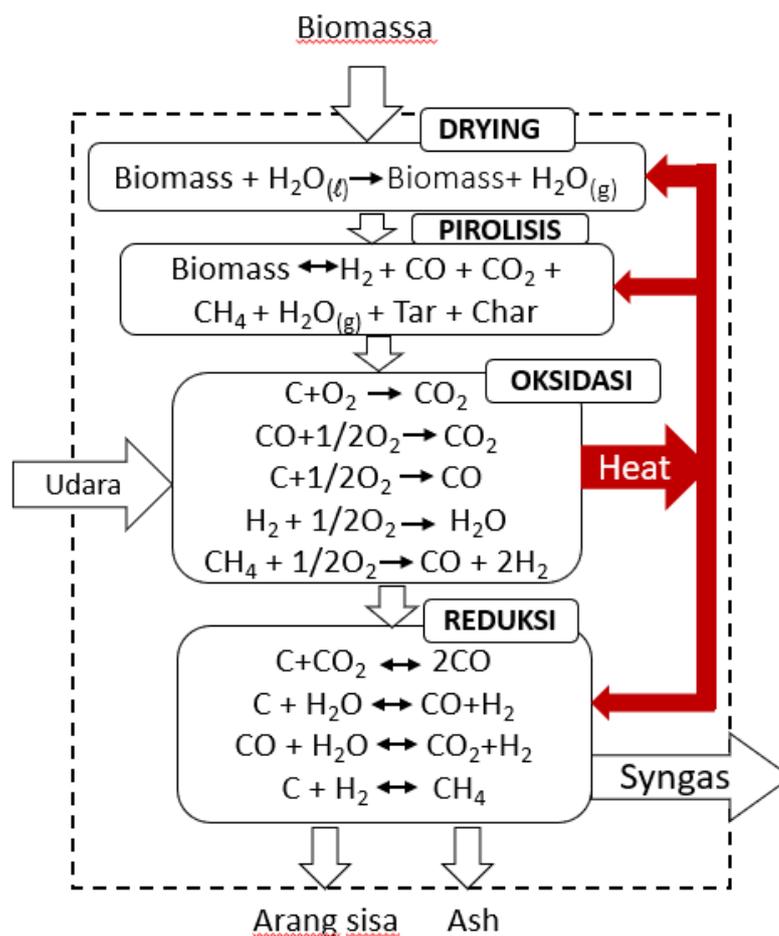
Drying merupakan tahapan proses gasifikasi dimana biomasa dengan kadar air tertentu dievaporasi menjadi biomassa kering. Setiap kilogram kadar air dalam biomassa dibutuhkan energi sebesar 2242 kJ untuk mengevaporasinya (Basu, 2013). Sehingga tahapan ini disebut tahap endotermik (membutuhkan energi). Tahapan ini terjadi pada interval temperatur 100-150 °C (Molino, 2015).

b) Pirolisis

Pirolisis merupakan dekomposisi biomassa secara termokimia yang menghasilkan produk padat, cair, dan gas. Produk padat dari tahap pirolisis adalah *char* atau karbon solid. Produk cair dari proses pirolisis adalah *bio-oil* atau tar. Produk gas ringan hasil devolatilisasi adalah CO, H₂, CO₂, dan CH₄. Pada pirolisis konvensional reaksi yang terjadi merupakan reaksi endotermik, dimana energi panas dibutuhkan untuk terjadinya reaksi. Energi panas yang diserap pada tahap pirolisis didapatkan dari tahap oksidasi yang merupakan tahap eksotermik. Pirolisis terjadi pada interval temperatur 250-700 °C (Molino, 2015).

c) Oksidasi

Tahap oksidasi merupakan sumber energi untuk tahap proses gasifikasi yang lain. Pada tahap oksidasi, produk hasil pirolisis dioksidasi dengan media udara dengan *air fuel ratio* (AFR) dibawah stoikiometrik. Meskipun oksidasi parsial melibatkan semua spesies karbon (termasuk tar), akan tetapi system dapat disederhanakan dengan hanya mempertimbangkan *char*, karbonmonoksida, hidrogen, dan metana. Interval temperatur pada tahap oksidasi dengan media udara berkisar antara 800-1100 °C (Molino, 2015).



Gambar 2.2 Tahapan dalam proses gasifikasi

d) Reduksi

Tahap reduksi sering disebut juga tahap gasifikasi. Karena pada tahap ini produk utama proses gasifikasi dihasilkan. Berbeda dengan tahapan yang lain, pada tahap reduksi terjadi reaksi endotermik dan eksotermik. Reaksi yang termasuk reaksi endotermik adalah *boudouard reaction* dan *reforming of the char*. Dan reaksi

eksotermik yang terjadi pada tahap ini adalah *water shift reaction* dan *methanation*. Reaksi endotermik dan eksotermik pada tahap reduksi adalah reaksi kesetimbangan kimia, karena itu produk dan reaktan dapat berdampingan dan mempertahankan konsentrasi rasio seperti yang didefinisikan oleh hukum kesetimbangan termodinamika. Secara umum, dapat dinyatakan bahwa reaksi endotermik lebih diunggulkan (kondisi keseimbangan bergeser ke arah pembentukan produk) saat suhu meningkat, sementara reaksi eksotermik diunggulkan pada suhu rendah. Temperatur dimana langkah reduksi dilakukan memiliki peranan penting dalam menentukan komposisi *syngas*. Temperatur tinggi meningkatkan oksidasi *char* dan mengurangi pembentukan tar. Di sisi lain hal tersebut meningkatkan risiko abu yang melekat dan mengurangi kandungan energi dari *syngas*. Interval temperatur tahap reduksi berkisar antara 500-800 °C (Molino, 2015).

2.1.3 Parameter Performansi Proses Gasifikasi

Parameter performansi proses gasifikasi dapat diukur menggunakan indikator dibawah ini:

2.1.3.1 Komposisi *Combustible Gas*

Produk utama proses gasifikasi adalah *syngas*. *Syngas* yang dapat dimanfaatkan untuk mesin *diesel engine* adalah *syngas* yang memiliki nilai kalor. *Syngas* yang memiliki nilai kalor atau *combustible gas* ialah CO, H₂, dan CH₄. Maka, komposisi *combustible gas* merupakan indikator performansi proses gasifikasi. Semakin tinggi jumlah komposisi *combustible gas*, menandakan prformansi gasifikasi yang baik. Tabel 2.1 merupakan nilai kalor dari masing-masing *combustible gas*.

Tabel 2.2 Nilai kalor *combustible gas*

LHV <i>combustible gas</i>		
CO (kJ/m ³)	H ₂ (kJ/m ³)	CH ₄ (kJ/m ³)
12633	10783	35883

Sumber: (Basu, 2013)

2.1.3.2 Lower Heating Value Syngas

Lower Heating Value (LHV) Syngas merupakan nilai kalor bersih dari *syngas*. LHV dapat dihitung dari persentase volumetrik *combustible gas* yang dihasilkan dari proses gasifikasi. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut:

$$\text{LHV}_{\text{Syngas}} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \text{LHV}_i) \quad (2.1)$$

Dimana Y_i merupakan persentase volumetrik *combustible gas* (CO, H₂, dan CH₄) dan LHV_i merupakan nilai kalornya (diperoleh dari Tabel 2.2).

2.1.3.3 Cold Gas Efficiency

Cold-gas efficiency adalah jumlah energi yang masuk selama energi potensial keluar. *Cold-gas efficiency* dapat dinyatakan dalam persamaan sebagai berikut :

$$\eta_{\text{cg}} = \frac{V_g \cdot \text{LHV}_g}{M_f \cdot \text{LHV}_f} \times 100\% \quad (2.2)$$

Dimana V_g adalah laju volumetrik *syngas* (Nm³/h), M_f adalah laju lair massa biomassa (kg/h), LHV_g adalah *lower heating value syngas* (kJ/Nm³), LHV_f adalah *lower heating value biomassa* (kJ/kg).

2.1.3.4 Efisiensi Sistem

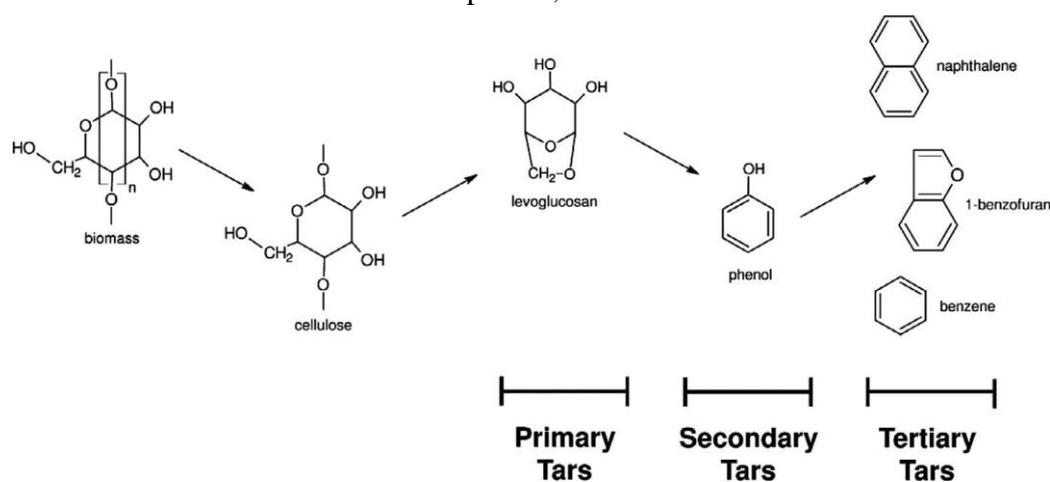
Efisiensi sistem merupakan perbandingan energi output yang dihasilkan reaktor dengan energi input yang masuk ke dalam reaktor (termasuk energi panas yang ditransfer ke udara). Efisiensi sistem dapat dinyatakan dalam persamaan sebagai berikut :

$$\eta_{\text{sistem}} = \frac{V_g \cdot \text{LHV}_g}{(M_f \cdot \text{LHV}_f) \cdot Q_{\text{pemanas}}} \times 100\% \quad (2.3)$$

Dimana Q_{pemanas} merupakan energi panas yang ditransfer ke udara (kW).

2.1.3.5 Kandungan Tar dalam Syngas

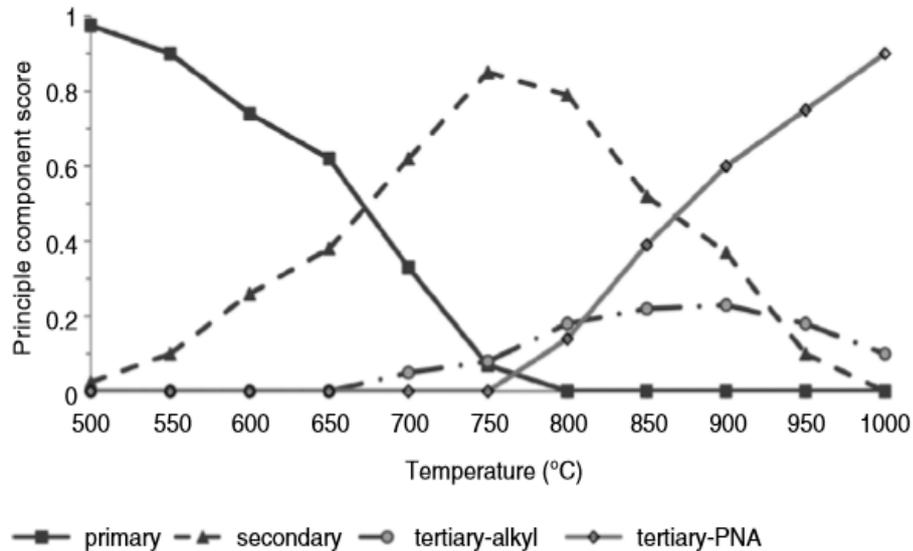
Tar adalah campuran kompleks pada hidrokarbon terkondensasi yang mana komposisinya tergantung pada bahan baku biomassa, teknologi gasifikasi yang digunakan, dan parameter operasi yang dipilih. Dalam proses gasifikasi, tar dibentuk dalam serangkaian reaksi yang kompleks, sangat tergantung pada kondisi reaksi. Pembentukan tar terjadi di zona pirolisis dan sebagai subjek rekombinasi dan dekomposisi. Sebuah mekanisme sederhana kemungkinan pembentukan tar ditunjukkan pada Gambar 2.3, tar dianggap sebagai produk akhir dari tiga *macro-phenomena* utama dan klasifikasi tar primer, sekunder dan tersier.



Gambar 2.3 Mekanisme pembentukan tar

Pada Gambar 2.4 tar primer muncul secara langsung selama tahap pirolisis dan tergantung pada gasifikasi biomassa. Di sisi 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 dekarbonilasi) sehingga membentuk lebih banyak gas dan serangkaian molekul yang dikenal sebagai tar sekunder. Tar sekunder mono-aromatik dan diaromatik termasuk heteroaromatik seperti piridin, furan, dioksin, dan tiofena. Peningkatan lebih lanjut pada suhu, lebih dari 800 °C, dapat menyebabkan pembentukan tar tersier. Tar tersier juga dikenal sebagai rekombinasi atau tar dengan suhu tinggi. Tar tersier terbuat dari hidrokarbon aromatik dan

polynuclear aromatic (PAH), misalnya, benzena, naftalena, fenantrena, pyrene, dan benzopyrene. Senyawa didalam tar tersier tidak ada dalam gasifikasi biomassa dan tar tersier merupakan hasil dari dekomposisi dan rekombinasi tar sekunder dengan lingkungan pada *syngas*. Tar tersier dan tar primer tidak hidup berdampingan, dan tar tersier muncul ketika tar primer benar-benar diubah menjadi tar sekunder.



Gambar 2.4 Grafik pengaruh temperatur terhadap jenis tar (Basu, 2013)

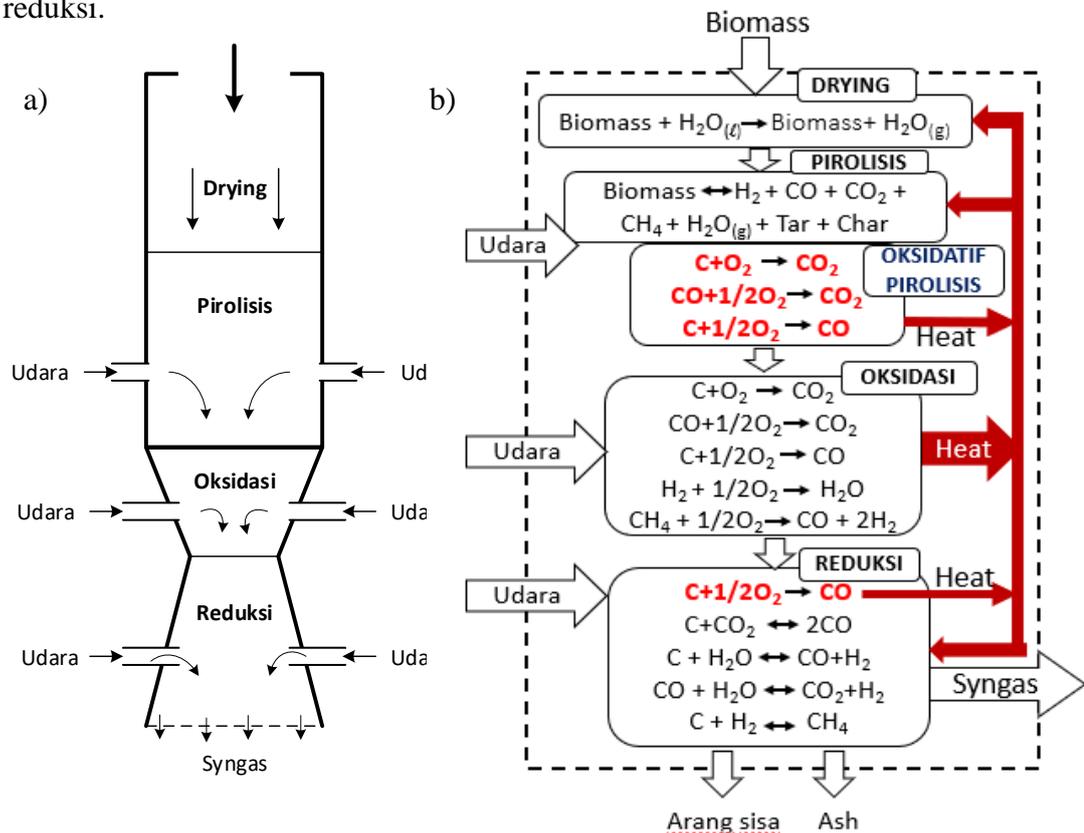
2.1.4 *Multi-stage Downdraft Gasifier*

Pada *downdraft gasifier*, biomassa dan udara mengalir searah ke dasar *gasifier*. *Gasifier* tipe *downdraft* biasanya hanya memiliki satu tingkat masukan udara (*single-stage*) ke zona oksidasi. Akan tetapi, pada saat ini *gasifier* tipe *downdraft* dimodifikasi dengan menambahkan udara pada zona pirolisis dan reduksi seperti ditampilkan pada Gambar 2.5a.

Pada kondisi masukan udara *single-stage* proses pirolisis terjadi pada kondisi tanpa adanya udara (*inert*) sedangkan untuk *multi-stage* proses pirolisis mendapatkan masukan udara atau terjadi pada lingkungan yang oksidatif atau disebut dengan pirolisis oksidatif. Berdasarkan hasil penelitian (T.Kashigawi *et al*, 1986; J. Adoukpe *et al*, 2009) menyatakan bahwa proses pirolisis akan meningkatkan laju polimerisasi komponen biomassa. Selain itu oksigen juga akan meningkatkan hasil dari okmpnen aromatik, volatil gas dan komponen inorganik seperti sulfur jumlah nya dapat berkurang secara signifikan (M.Y. Wey *et al*, 1997).

Pirolisis oksidatif dapat juga digunakan sebagai cara untuk mencapai kondisi auto-termal pada pirolisis konvensional (D. Li *et al*, 2014; M.X. Fang *et al*, 2006). Ketika proses pirolisis terjadi dalam keadaan auto-termal, ia tidak membutuhkan energi eksternal sehingga dapat menjaga temperatur reaktor sesuai dengan yang diinginkan (C. Li *et al*, 2015).

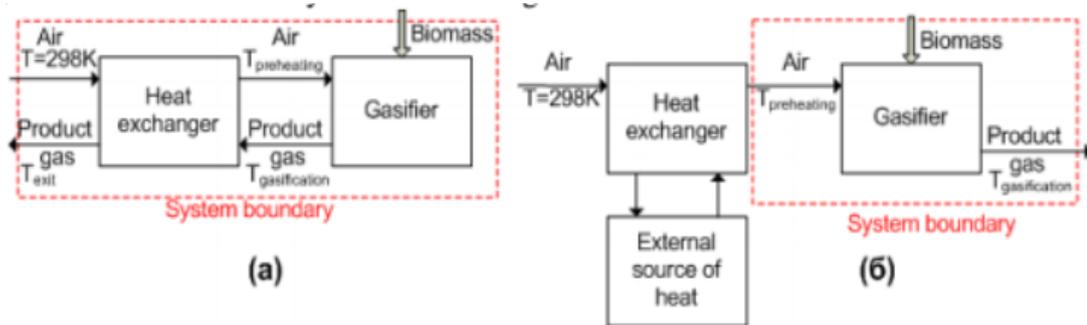
Kemudian, udara inlet pada zona reduksi menyebabkan lapisan arang yang ada pada zona tersebut menjadi teraktivasi menjadi arang aktif (S.H. Aljbour *et al*, 2013). Di samping itu, udara yang masuk ke zona reduksi juga dapat menginisiasi terjadinya reaksi oksidasi heterogen, sehingga panas yang dihasilkan dari reaksi tersebut dapat menjadi suplai energi panas terhadap reaksi endotermik pada zona reduksi.



Gambar 2.5 a). *Multi-stage downdraft gasifier*. b). Tahapan reaksi pada *gasifier multi-stage*

2.1.5 Preheated Air

Preheated Air merupakan pemanasan awal udara yang akan masuk ke zona oksidasi parsial. Terdapat beberapa jenis pemanas yang digunakan untuk memanaskan udara pada proses gasifikasi, secara umum dibagi menjadi dua tipe seperti Gambar 2.6, pertama memanfaatkan panas dari produk gas yang masih bertemperatur tinggi (Gambar 2.6 (a)), kedua menggunakan pemanas eksternal (Gambar 2.6 (b)).

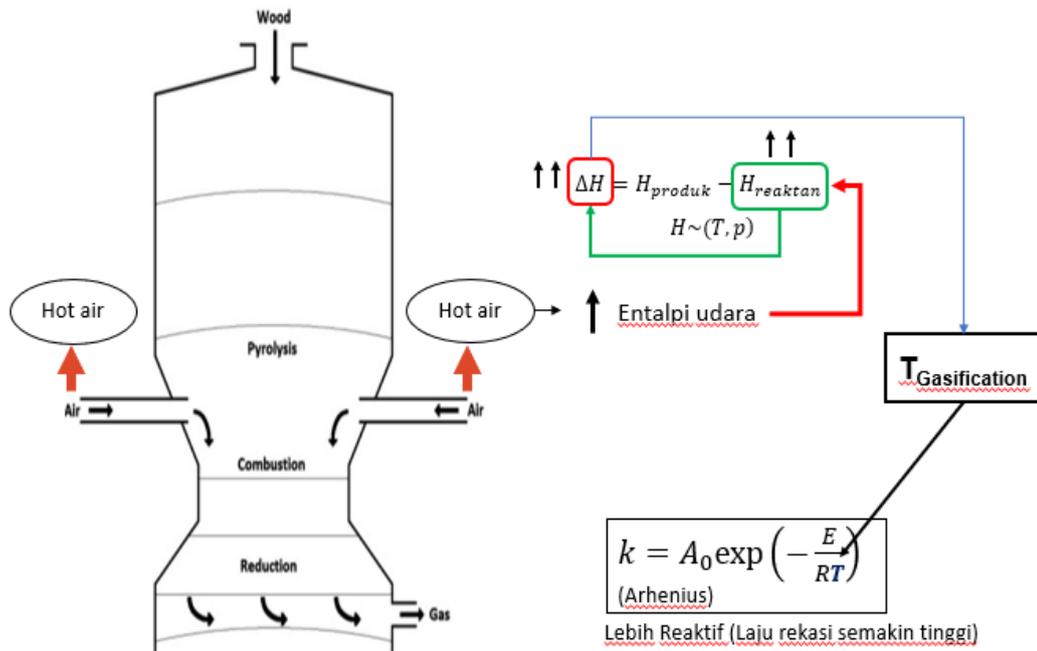


Gambar 2.6 Sistem pemanasan udara yang akan masuk ke *gasifier*
(a) Internal (b) eksternal

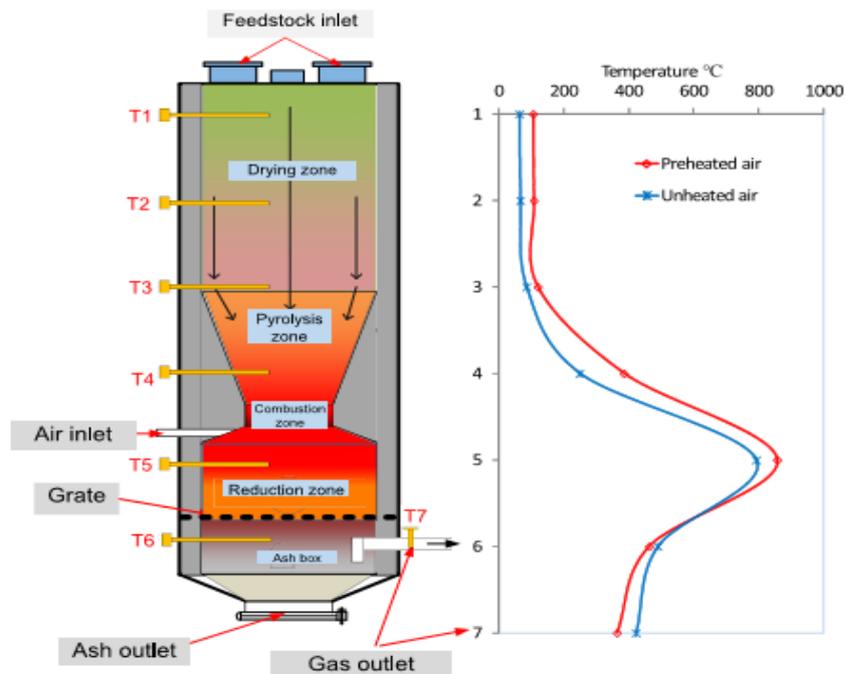
Preheated air pada proses gasifikasi bertujuan untuk meningkatkan kualitas *syngas* yang dihasilkan. Peningkatan kualitas *syngas* yang dihasilkan ini dikarenakan pada saat dilakukan pemanasan udara masukan zona oksidasi, maka entalpi udara akan meningkat. Kemudian peningkatan entalpi udara menyebabkan perubahan entalpi (ΔH) pada reaksi oksidasi menjadi besar dan juga menjadikan udara lebih reaktif. Sehingga energi panas pada zona oksidasi dan yang dialirkan ke zona lainya menjadi lebih besar.

Secara teoritis, perubahan entalpi akibat kenaikan temperatur dapat diilustrasikan seperti Gambar 2.7. Dikarenakan oksigen (reaktan) yang terkandung dalam udara temperaturnya meningkat, maka entalpi reaktan akan semakin meningkat, sehingga ΔH akan semakin besar. Oleh karena itu, temperatur zona oksidasi akan meningkat, yang berpengaruh pada temperatur seluruh zona gasifikasi (*drying*, pirolisis, dan reduksi). Penelitian yang telah dilakukan oleh

Guanggul (2014), memperlihatkan distribusi temperatur setiap zona seperti pada Gambar 2.8.



Gambar 2.7 Ilustrasi pengaruh temperatur udara terhadap kecepatan reaksi



Gambar 2.8 Distribusi temperature setiap zona

Gambar 2.8 menunjukkan bahwa pemanasan udara dapat meningkatkan distribusi temperatur setiap zona (terutama zona oksidasi), kecuali zona kotak abu (*ash box*), Karena ketika udara tidak dipanaskan jumlah arang dan abu lebih banyak dibandingkan dengan ketika udara dipanaskan, hal ini lah yang menyebabkan temperaturnya lebih tinggi *unheated air* daripada *preheated air* di *ash box*. Dengan meningkatnya temperatur setiap zona, maka kandungan tar akan menurun dan persentase volumetrik CO, H₂, CH₄ dalam *syngas* meningkat.

2.1.6 *Computational Fluid Dynamics (CFD)*

Secara definisi, *computational fluid dynamics* (CFD) adalah ilmu yang mempelajari cara prediksi aliran fluida, perpindahan panas, reaksi kimia, dan fenomena lainnya dengan menyelesaikan persamaan matematika. CFD sebenarnya mengganti persamaan - persamaan diferensial parsial dari kontinuitas, momentum, dan energi dengan persamaan - persamaan aljabar (Tuakia 2008) [16]. Pada umumnya terdapat tiga tahapan yang harus dilakukan dalam simulasi CFD menurut Tuakia (2008), yaitu:

2.1.6.1 *Preprocessing*

Preprocessing merupakan langkah pertama dalam membangun dan menganalisis sebuah model CFD. Teknisnya adalah membuat model dalam paket CAD (*Computer Aided Design*), membuat *mesh* yang sesuai, kemudian menerapkan kondisi batas dan sifat-sifat fluidanya. *Meshing* adalah proses pemecahan domain menjadi volume yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. Simulasi didapatkan secara akurat jika pemilihan *meshing* pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi.

2.1.6.2 *Processing*

Processing (program inti pencari solusi) CFD menghitung kondisi-kondisi yang diterapkan pada saat *preprocessing*. Beberapa pengaturan yang akan dilakukan diantaranya adalah *models*, *materials*, *boundary conditions*, *operating conditions*, *control and monitoring conditions*, serta *initialize conditions*.

2.1.6.3 *Postprocessing*

Postprocessing adalah langkah terakhir dalam analisis CFD. Hal yang dilakukan pada langkah ini adalah mengorganisasi dan menginterpretasi data hasil simulasi CFD yang dapat disajikan dalam bentuk gambar, kurva, dan animasi. *Post processing* semakin berkembang dengan majunya *engineering workstation* yang mempunyai kemampuan grafik dan visualisasi cukup besar. Alat yang dapat disediakan FLUENT untuk melakukan visualisasi adalah :

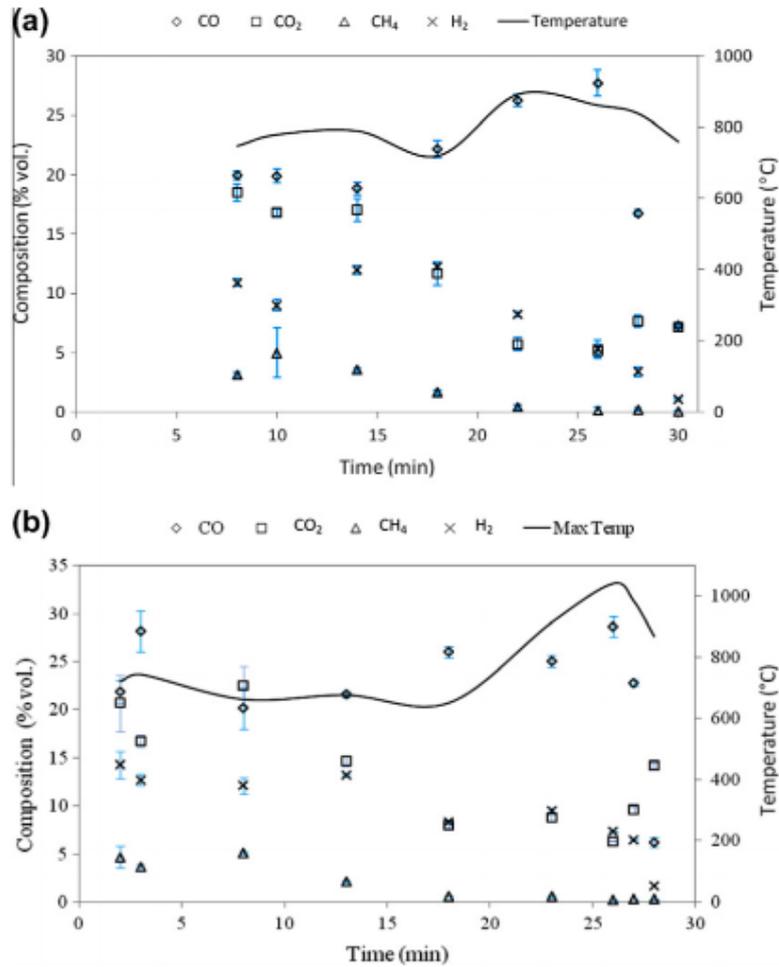
- Domain *geomatry* dan *display*
- Plot vektor
- Plot kontur
- Plot *2D surfaces*

2.2 Penelitian Terdahulu

Guanggul (2012) melakukan penelitian mengenai pengaruh pemanasan awal (*preheated*) dan tanpa pemanasan awal (*unheated*) pada udara yang akan masuk ke zona oksidasi parsial dengan bahan baku pelepah kelapa sawit. Pemanas yang digunakan adalah elemen pemanas yang diletakan di dalam saluran udara inlet zona oksidasi, dan mampu memanaskan udara hingga 200 °C. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui pengaruh pemanasan awal (*preheated*) terhadap nilai kalor terendah (LHV) *syngas* dalam bentuk komposisi *flammable syngas*, yang meliputi CO, CH₄, dan H₂.

Gambar 2.9 (a) menunjukkan persentase volumetrik CO, CH₄, dan H₂ pada saat tanpa pemanasan awal sebesar 22.78%, 2.02% and 8.47% secara berurutan, dan setelah dilakukan pemanasan awal (Gambar 2.9 (b)), persentase volumetrik CO, CH₄, dan H₂ meningkat menjadi 24.94%, 2.03% and 10.53%, secara berurutan. Perbedaan penelitian Guanggul dengan penelitian ini adalah jenis biomassa yang digunakan, Guanggul menggunakan pelepah kelapa sawit sedangkan pada penelitian ini menggunakan pelet MSW. Disamping itu, pada penelitian ini digunakan lima variasi temperatur udara inlet zona oksidasi sedangkan pada penelitian Guanggul hanya digunakan dua variasi temperatur (*unheated air* dan *preheated air*). Kemudian pada penelitian Guanggul, unjuk kerja proses gasifikasi

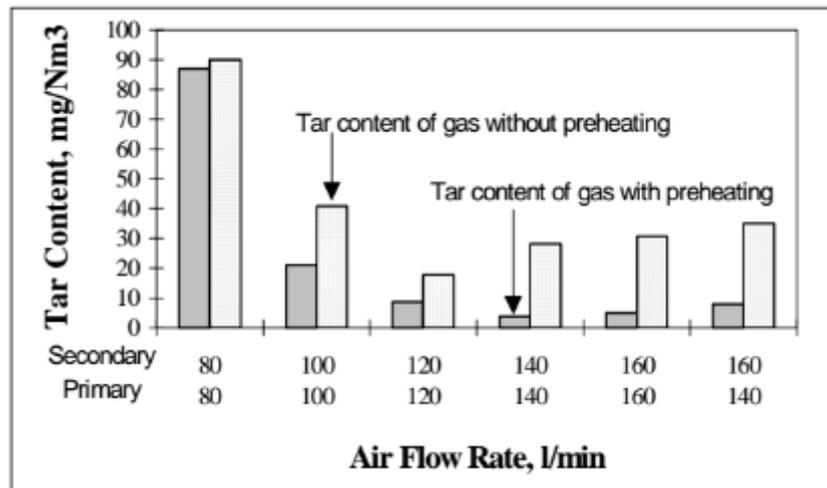
hanya meliputi komposisi atau persentase volumetrik *flammable syngas*, sedangkan pada penelitian ini ditambahkan kandungan tar dalam *syngas* yang dihasilkan.



Gambar 2.9 Komposisi *syngas* dan temperature zona oksidasi (a) *unheated air* (b) *preheated air*

Bhattacharya dan Dutta (2001) melakukan penelitian tentang gasifikasi dua tingkat (*two stage*) berbahan baku kayu dengan pemanasan awal udara untuk menghasilkan kandungan tar yang rendah. Pemanas yang digunakan adalah pemanas induksi berkapasitas 500 W, yang bias memanaskan udara hingga 200 °C. Kandungan tar yang diizinkan untuk digunakan di *engine* dalah kurang dari 100 mg/Nm³ (Brown et al., 1987). Oleh karena itu, penelitian ini bertujuan untuk meningkatkan kualitas *syngas* yang dihasilkan dengan cara menurunkan kandungan tar pada *syngas* tersebut.

Gambar 2.10 menunjukkan dengan dilakukannya pemanasan awal udara (*preheated air*) dapat menurunkan kandungan tar pada *syngas*. Karena penelitian ini menggunakan gasifikasi dua tingkat, maka laju udara pada tahap primer dan sekunder memberikan pengaruh. Kandungan tar terendah mencapai nilai dibawah 10 mg/Nm³.

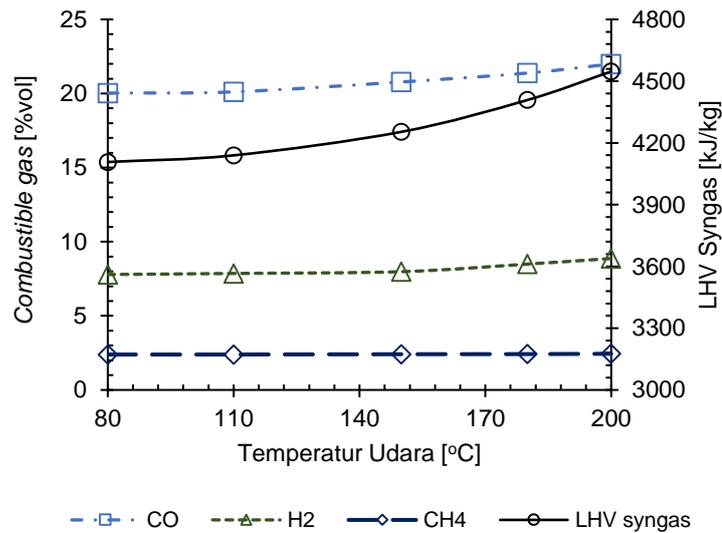


Gambar 2.10 Pengaruh *preheat* udara terhadap kandungan tar

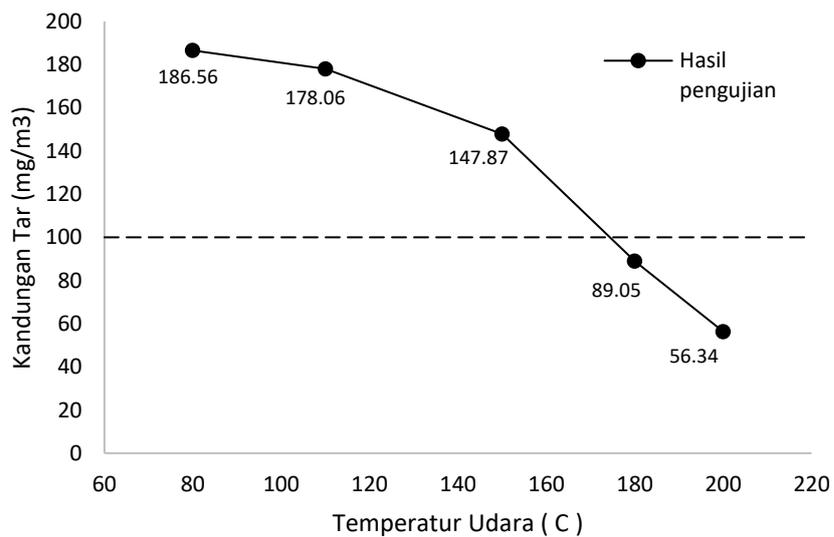
Perbedaan penelitian Bhattacharya dan Dutta dengan penelitian ini adalah jenis biomassa yang digunakan, Bhattacharya dan Dutta menggunakan biomassa kayu sedangkan pada penelitian ini menggunakan pelet MSW. Disamping itu, pada penelitian ini digunakan lima variasi temperatur udara inlet zona oksidasi sedangkan pada penelitian Bhattacharya dan Dutta hanya digunakan dua variasi temperatur (*unheated air* dan *preheated air*). Kemudian pada penelitian Bhattacharya dan Dutta, menggunakan dua masukan udara (*two stage*) pada zona oksidasi dan zona pirolisis dan juga memvariasikan laju alir udara sedangkan pada penelitian ini hanya satu masukan udara ke zona oksidasi dan laju alir udara konstan.

Ependi, D R (2017) melakukan studi eksperimental tentang pengaruh temperatur udara inlet zona oksidasi terhadap unjuk kerja *gasifier* tipe *downdraft*. *Gasifier* yang digunakan *single-stage gasifier*. Temperatur udara divariasikan dari 80, 110, 150, 180, hingga 200 °C. Sehingga, *preheater* eksternal ditambahkan pada pipa udara yang berada di luar reaktor. Hasil dari penelitian tersebut menunjukkan bahwa peningkatan temperatur udara dari 80-200 °C dapat meningkatkan

persentase volumetris pada *combustible syngas* (CO, H₂, dan CH₄) dari 20,03%, 7,79%, dan 2,39% menjadi 21,99%, 8,87%, dan 2,44% (Gambar 2.11). Cold gas efficiency meningkat secara linear sebesar 13,7% (dari 47,37% menjadi 61,07%). Di sisi lain, kandungan tar dalam *syngas* menurun hingga 56,34 mg/Nm³ seperti diperlihatkan pada Gambar 2.12

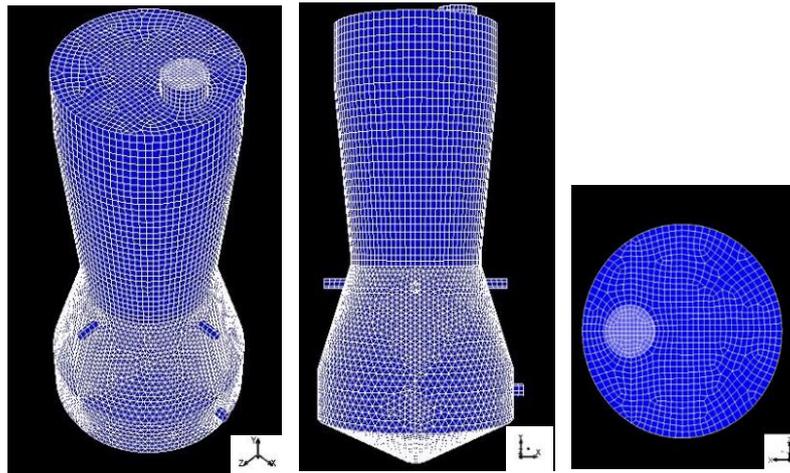


Gambar 2.11 Pengaruh temperatur udara terhadap % vol gas dan LHV



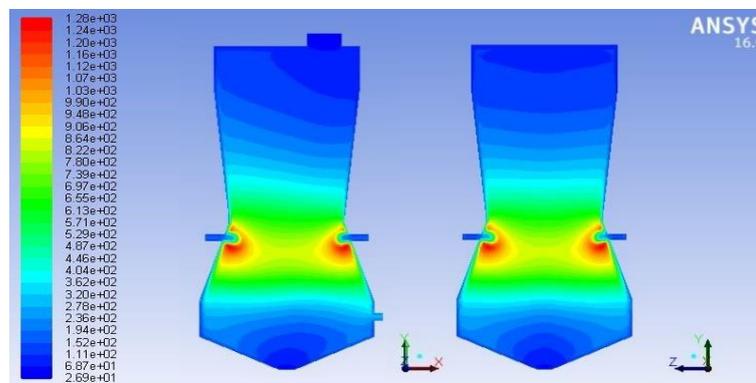
Gambar 2.12 Reduksi tar dengan peningkatan temperatur udara

Hidayatulloh (2018) melakukan simulasi proses gasifikasi MSW pada downdraft gasifier dengan variasi temperatur udara inlet, yaitu: 80 °C, 110 °C, 150 °C, 180 °C, dan 200 °C. Simulasi menggunakan model *species transport* dengan *discrete phase model*. Radiasi menggunakan model P1, dengan model reaksi *finite rate/Eddy dissipation*, dan model turbulensi *viscous* yang digunakan adalah model k-epsilon.

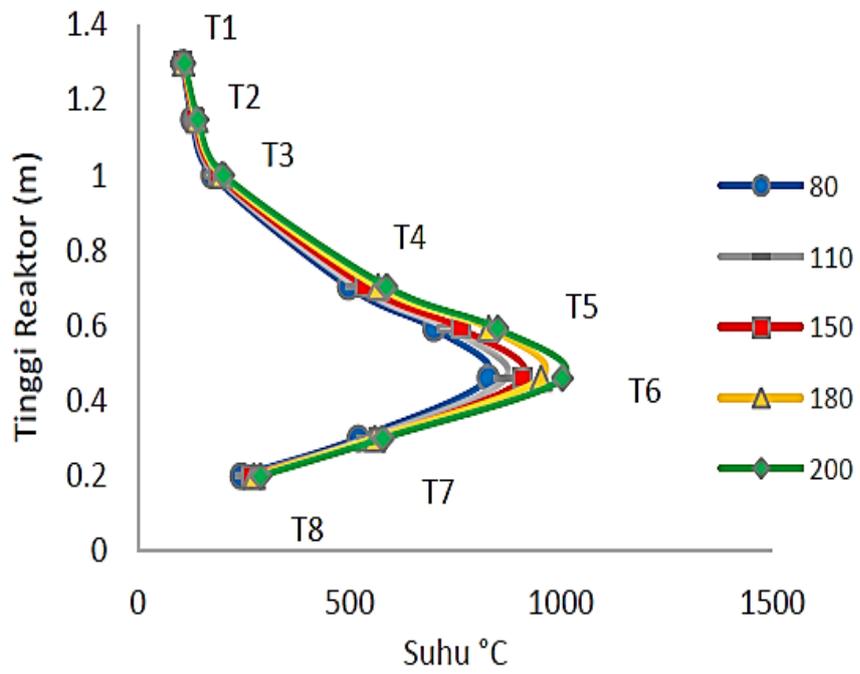


Gambar 2.13 Model Reaktor Hidayatulloh (2018)

Hasil dari penelitian gasifikasi ini adalah didapatkan peningkatan temperatur tertinggi pada penambahan temperatur udara 200 °C sebesar 1004 °C pada zona oksidasi. Komposisi syngas CO, H₂, dan CH₄ pada penambahan temperatur 80-200 °C meningkat dari 21,64%, 9,24%, dan 2,86% menjadi 22,65%, 10,49%, dan 3,10%. Kemudian meningkatkan LHV syngas dari 4.757,20 kJ/m³ menjadi 5.106,02 kJ/m³. *Cold gas efficiency* meningkat dari 72,17 % menjadi 79,51 %.



Gambar 2.14. Kontur distribusi suhu pada variasi suhu udara inlet 200 °C (Hidayatulloh, 2018)



Gambar 2.15. Hasil simulasi distribusi rata-rata temperatur sepanjang reaktor
Hidayatulloh (2018)

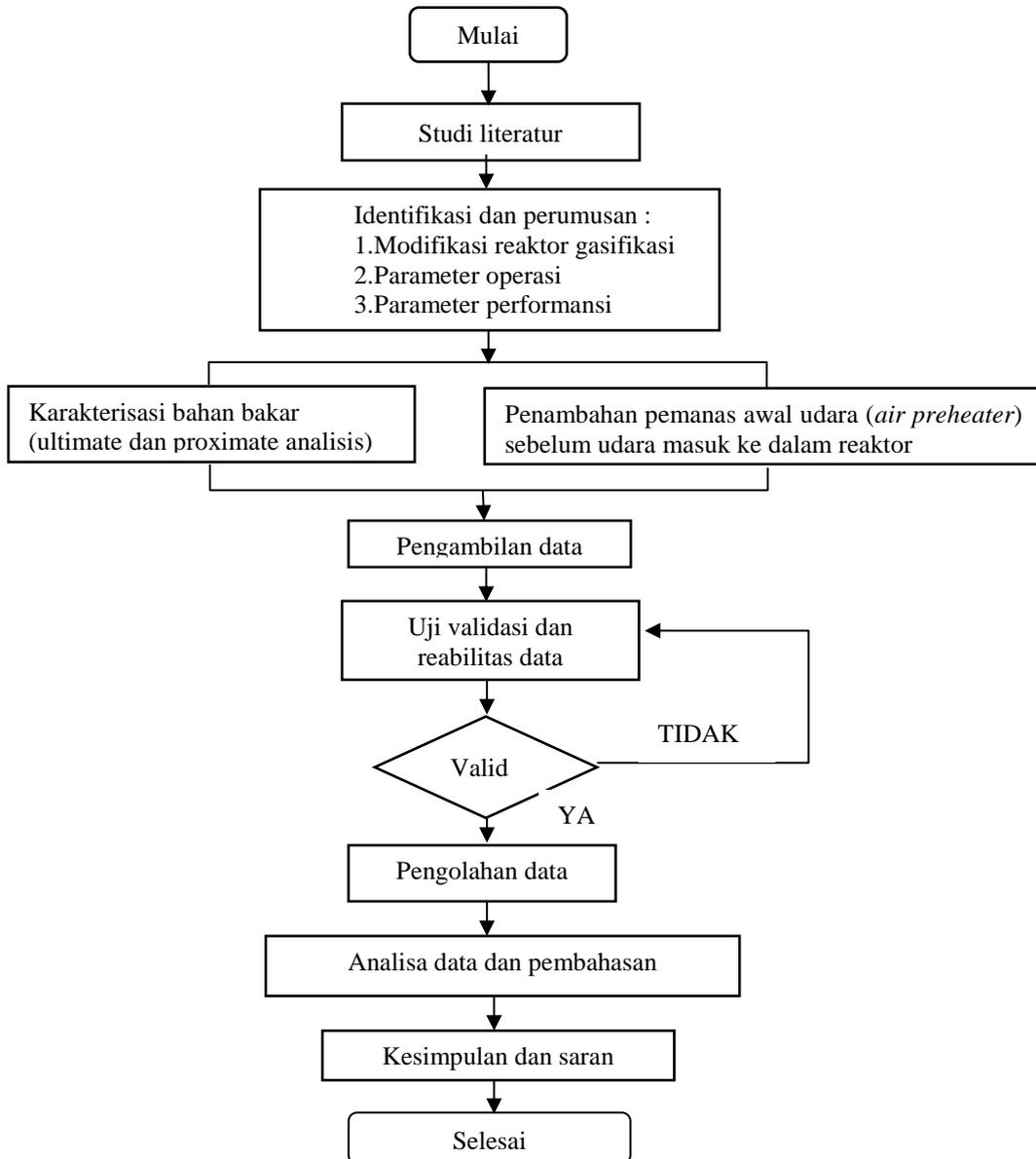
(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III

METODE PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian Eksperimen

Pada penelitian kuantitatif ini sebagian besar data belum ada (dalam arti perlu untuk sengaja ditimbulkan). Oleh Karena itu, penelitian ini perlu melakukan pengujian, maka penelitian ini merupakan penelitian eksperimental. Diagram alir penelitian eksperimen yang dilakukan seperti Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian eksperimen

3.1.1 Studi Literatur

Penelitian diawali dengan mengkaji beberapa literatur berupa jurnal-jurnal dan buku yang berkaitan dengan proses gasifikasi, potensi MSW, *pelletizing*, dan khususnya pengaruh pemanasan udara awal terhadap kualitas *syngas* yang dihasilkan. Diamping itu, dilakukan juga diskusi dengan peneliti-peneliti terdahulu yang meneliti tentang proses gasifikasi.

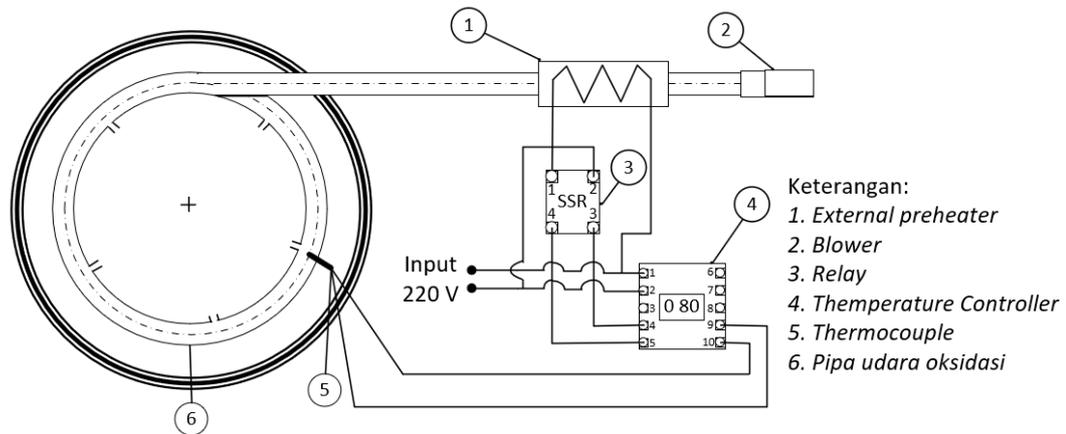
3.1.2 Modifikasi Desain Reaktor Gasifikasi

Modifikasi reaktor ini dilakukan pada reaktor downdraft yang ada di laboratorium pembakaran dan system energi teknik mesin ITS. Metode yang digunakan untuk meningkatkan kandungan produksi gas dan menurunkan kandungan tar yakni memodifikasi gasifier dengan menambahkan pemanas eksternal untuk memanaskan udara yang akan masuk ke zona oksidasi parsial, panas eksternal yang digunakan adalah pemanas induksi elektrik.

3.1.3 Penambahan pemanas eksternal udara sebelum masuk ke reaktor

Dalam penelitian ini reaktor tipe *multi-stage downdraft* dimodifikasi dengan menambahkan pemanas eksternal pada inlet udara sebelum masuk ke dalam reaktor. Pemanas eksternal ini berasal dari *open coil air heater* pada pipa masukan udara. Penambahan pemanas eksternal ini dilakukan karena pemanas internal yang dilingkarkan pada dinding zona pirolisis, oksidasi, dan reduksi tidak mampu meningkatkan temperatur udara hingga 210° C. Skema modifikasi reaktor dapat dilihat pada gambar 3.2.

Gambar 3.2 menampilkan penambahan pemanas eksternal yang ditambahkan pada pipa udara sebelum masuk ke dalam reaktor. Kemudian terdapat juga peralatan pendukungnya seperti *thermocontrol* dan *solid state relay* untuk mengontrol temperatur udara, *thermocouple* untuk mengukur temperatur inlet pirolisis, oksidasi, dan reduksi.



Gambar 3.2 Skema pemanasan udara

Disamping itu, untuk menentukan besarnya daya yang dibutuhkan untuk pemanas eksternal, digunakan perhitungan sebagai berikut:

$$Q_{pemanas\ internal} = \dot{m}_{udara} C_p \Delta T$$

Keterangan: Q = Daya pemanas (W)

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

C_p = Kalor spesifik udara (J/kg. K)

ΔT = Perbedaan temperatur udara inlet zona oksidasi dan inlet pemanas internal (K)

$$Q_{pemanas\ internal} = 0,003032 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1007 \text{ J/kg. K. } (353 - 303) \text{ K}$$

$$Q_{pemanas\ internal} = 152,66 \text{ W}$$

Untuk dapat mencapai temperatur udara inlet zona oksidasi 200 °C, maka temperatur inlet pemanas internal sebesar:

$$152,66 \text{ W} = 0,003032 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1007 \text{ J/kg. K. } (473 - T) \text{ K}$$

$$T = 473 \text{ K} - \frac{152,66 \text{ W}}{0,003032 \text{ kg/s. } 1007 \text{ J/kg. K}}$$

$$T = 423 \text{ K} = 150 \text{ C}$$

Temperatur tersebut akan menjadi temperatur outlet pemanas eksternal, dengan temperature inlet pemanas eksternal sebesar 30 °C, maka besar daya pemanas eksternal sebesar:

$$Q_{pemanas\ eksternal} = 0,003032 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1007 \text{ J/kg.K.} (423 - 303)K$$

$$Q_{pemanas\ eksternal} = 366,39 \text{ W}$$

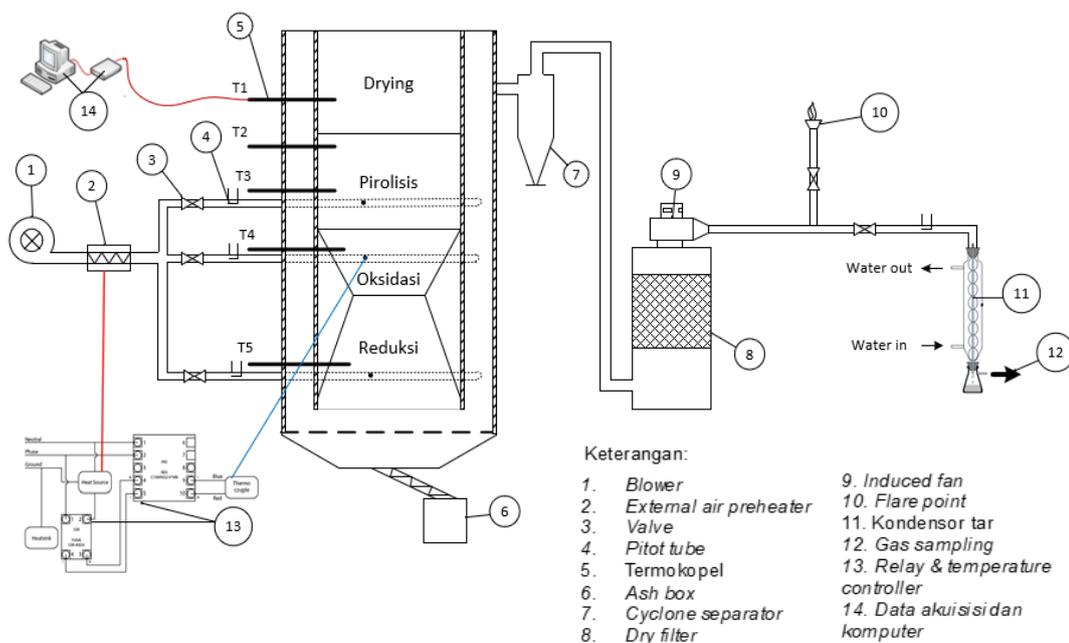
Dari perhitungan ini, maka daya pemanas eksternal yang dipilih adalah sebesar 500 W.

3.1.4 Validasi Data

Validasi data didasarkan pada penelitian terdahulu. Penelitian yang dilakukan oleh Guanggul (2012) dan Bhattacharya (2011) menjadi acuan dalam komposisi syngas dan kandungan tar dalam syngas. Distribusi temperatur mengacu pada penelitian yang dilakukan Molino (2015).

3.1.5 Rencana eksperimen

Eksperimen dilakukan di Laboraturium Pembakaran dan Sistem Energi, yang dirancang dengan skema seperti Gambar 3.3.



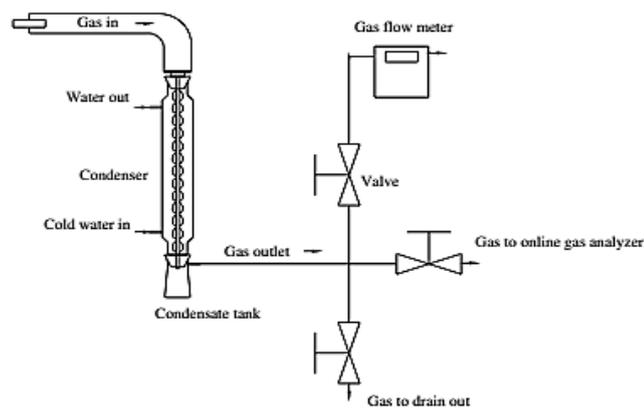
Gambar 3.3 Skema instalasi proses gasifikasi

Pengujian dilakukan lima kali percobaan dengan variasi temperatur udara masuk pada zona oksidasi 80 °C, 110 °C, 150 °C, 180 °C, dan 210 °C. Unjuk kerja distribusi temperatur diukur dengan menggunakan termokopel yang terpasang sepanjang reaktor (T1 hingga T8) pada Gambar 3.3. Kemudian komposisi *combustible syngas* akan di ukur menggunakan gas *cromathography*, dan sampel diambil pada keluaran *syngas* (ditunjukkan dengan no 15 pada Gambar 3.3).

Kandungan tar dalam dalam syngas diukur menggunakan teknik Brandt et al. (2000) dengan peralatan pengambilan sampel tar terdiri dari kondenser tar, 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):

$$\text{Kandungan tar} = \frac{m_{tar}}{V_{\text{sampling syngas}}}$$

Dimana m_{tar} adalah berat tar yang diukur setelah dikondensasikan dalam waktu lima menit dan $V_{\text{sampling syngas}}$ adalah volume *syngas* yang melewati tar kondensor selama lima menit yang dihitung dengan cara mengalikan debit *syngas* dengan waktu pengambilan tar.



Gambar 3.4 Sistem pengambilan sampel tar dalam syngas

Pada penelitian ini terdapat parameter input dan parameter output yang merupakan variabel-variabel yang akan diteliti dalam rancangan penelitian ini. Parameter output terdiri dari variabel tetap dan variabel berubah, dan parameter output terdiri dari variabel yang diukur saat eksperimen dilakukan dan variabel

yang dihitung setelah eksperimen dilakukan. Tabel 3.1 memperlihatkan parameter parameter input dan output untuk rencana penelitian

Tabel 3.1 Paramater penelitian

Parameter Input		Parameter Output	
Variabel Tetap	Variabel Berubah	Variabel Diukur	Variabel Dihitung
	T_{udara} :	T_{udara} in pirolisis,	
\dot{m}_{udara}	<ul style="list-style-type: none"> • 80 °C • 110 °C • 150 °C 	oksidasi, dan reduksi	$Q_{pemanas}$
$\dot{m}_{biomassa}$	<ul style="list-style-type: none"> • 180 °C • 210 °C 	T_{drying} , $T_{pirolisis}$, $T_{oksidasi}$, dan $T_{reduksi}$	LHV_{syngas}
Equivalence Ratio (ER) = 0,4		$T_{syngas\ out}$	$\eta_{cold\ gas}$
		\dot{m}_{udara}	η_{sistem}
		$\dot{m}_{biomassa}$	Kandungan tar
Air Ratio (AR) = 10% pirolisis, 80% oksidasi, dan 10% reduksi.		\dot{V}_{syngas}	
		m_{tar} (5 menit pengambilan)	
		% vol CO, H ₂ , CH ₄ , CO ₂ , N ₂ , dan O ₂ (<i>hot & cold gas</i>)	

3.1.6 Prosedur Pengujian

Prosedur pengambilan data dilakukan untuk mendapatkan parameter-parameter yang dibutuhkan untuk menghitung performansi proses gasifikasi. Dalam eksperimen ini akan diambil data berupa laju alir massa biomassa, udara, dan syn gas, serta distribusi temperatur di sepanjang reaktor melalui sebuah *display thermocouple*.

1) 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, pemanas induksi, power supply dc, blower, 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.

2) 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, dilakukan pembakaran bahan yang mudah terbakar, seperti kertas untuk pembakaran awal dan nyalakan blower
3. Memasukkan sebagian pellet MSW ke dalam reaktor hingga memenuhi setengah volume zona oksidasi, tunggu hingga pelet MSW berubah menjadi bara, Kemudian memasukkan pelet MSW hingga memenuhi reaktor
4. Setelah *syngas* hasil gasifikasi *flammable*, dilakukan pembacaan pada setiap *thermocouple*, laju alir udara dan laju alir *syngas* pada *pitot tube* , kadar tar dalam *syngas* dan dilakukan pengambilan sampel *syngas*
5. Menyalakan power voltase 220 V yang disambungkan dengan eksternal *air preheater*, kemudian set thermocontrol 110 C. Setelah temperatur udara inlet zona oksidasi mencapai 110 C, dilakukan pembacaan seperti tahap 4
6. Mengulangi tahap 5 dengan set *thermocontrol* 110 °C, 150 °C, 180 °C, dan 210 °C
7. Setelah itu dilakukan pengujian syn-gas hasil gasifikasi. Pengujian dilakukan di Laboratorium Pusat Studi Energi dan Rekayasa, Lembaga Pengabdian Masyarakat (LPPM) dengan menggunakan gas cromathography. Komposisi gas yang diujikan yaitu, CO, H₂, CH₄, CO₂, N₂, dan O₂

3) Tahap Akhir Pengujian

1. Mematikan Power supply dc
2. Mematikan blower perlahan.
3. Dilakukan pencatatan temperatur akhir dari reaktor dan sistem perpipaannya.

3.2 Metode Penelitian Numerik

Studi numerik dilakukan untuk menganalisis lebih detail distribusi temperatur dan komposisi gas pada setiap zona gasifikasi. Diagram alir penelitian secara numerik dapat dilihat pada Gambar 3.5. Tahap pemodelan dan simulasi pada penelitian ini menggunakan perangkat lunak CFD komersial. Tahap utama dalam pemodelan dan simulasi yang dilakukan adalah *pre-processing*, *processing*, dan *post-processing*.

3.2.1 *Pre-processing*

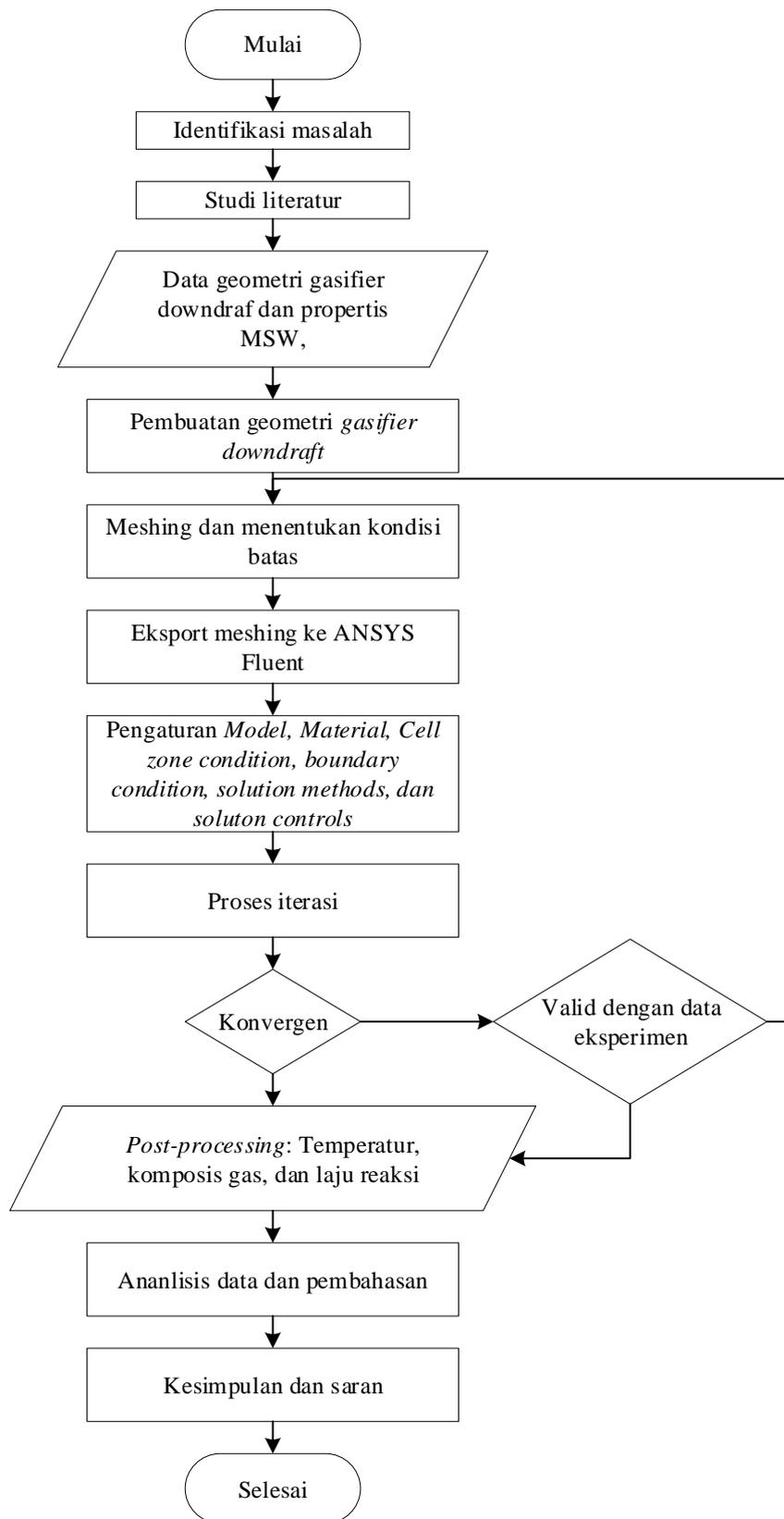
Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan yaitu pembuatan geometri, pembuatan *meshing*, dan penentuan domain pemodelan.

3.2.1.1 Pembuatan Geometri

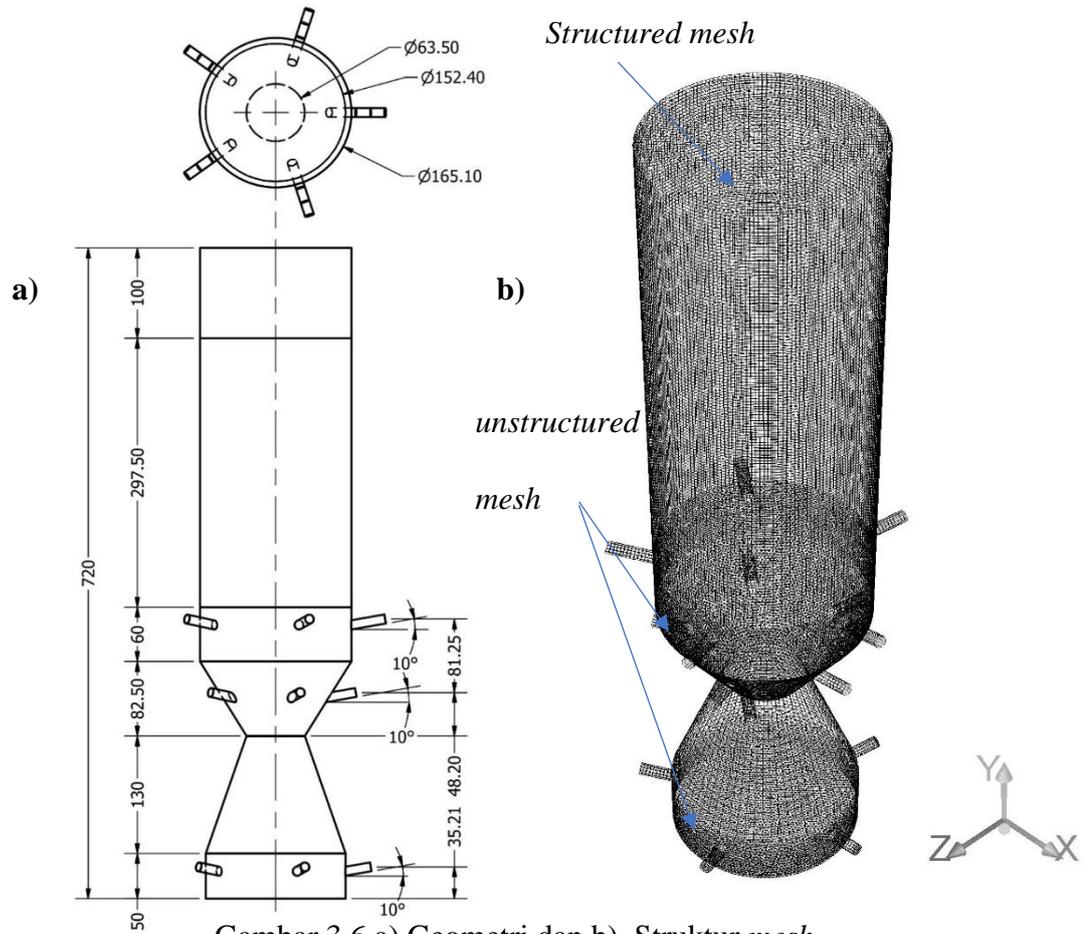
Penelitian ini meninjau pada bagian dalam reaktor, sehingga pembuatan geometri dengan perangkat lunak Workbench Ansys juga dibuat hanya pada bagian dalam reaktor. Geometri reaktor ditunjukkan pada Gambar 3.6 a.

3.2.1.2 Meshing

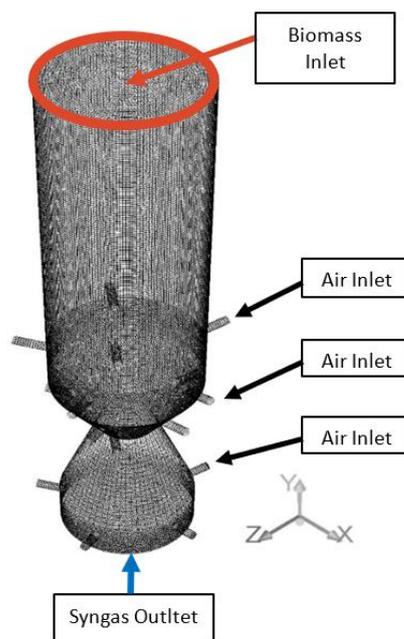
Meshing pada simulasi ini memiliki jumlah node sebanyak 60.221 dan jumlah elemen sebanyak 172.007 . Kualitas *Maximum Ortho Skew* pada *meshing* sebesar 0,79 dimana nilai ini masih berada didalam batas maksimum *Ortho Skew* yaitu 0,9. Hasil *meshing* pada simulasi reaktor tipe *downdraft* ini dapat dilihat pada Gambar 3.6 b.



Gambar 3.5 Diagram alir penelitian numerik



Gambar 3.6 a). Geometri dan b). Struktur mesh



Gambar 3.7 Domain Pemodelan

3.2.1.3 Pemilihan Domain Pemodelan

Domain pemodelan yang digunakan antara lain *boundary condition* tipe *mass-flow inlet* untuk *inlet air* yang berjumlah 4 buah, *inlet biomass* yang berjumlah 1 buah. Sedangkan untuk *syngas outlet*, menggunakan *boundary condition* tipe *pressure-outlet* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 3.7.

3.2.2 Processing

Processing yaitu melakukan pengaturan pada perangkat lunak Ansys Fluent 15. Beberapa pengaturan yang akan dilakukan diantaranya adalah *models*, *materials*, *boundary conditions*, *operating conditions*, *control and monitoring conditions*, serta *initialize conditions*. Berikut di bawah ini merupakan penjelasan mengenai pengaturan dalam *processing* :

3.2.2.1 Models

Secara umum model numerik yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.2 *Models* yang digunakan dalam simulasi

<i>Models</i>	Keterangan
<i>Energy</i>	On
<i>Viscous</i>	<i>standard k-epsilon</i>
<i>Radiation</i>	P1
<i>Heat Exchanger</i>	Off
<i>Species</i>	<i>species transport</i>
<i>Discrete Phase</i>	<i>on</i>

Model radiasi P1 digunakan pada penelitian ini karena cukup stabil dalam memprediksi suhu dan komposisi gas (Lu dan Wang 2012). Model reaksi *finite rate/Eddy dissipation* digunakan karena lebih riil dibandingkan dengan model Eddy dissipation (Silaen dan Wang 2009). Laju reaksi pada model *finite rate/Eddy dissipation* didasarkan pada nilai terkecil dari model *finite rate* dan model *Eddy dissipation*. Model turbulensi *viscous* yang digunakan adalah model k-epsilon, karena memberikan hasil yang cukup konsisten (Silaen dan Wang 2010). Model spesies yang digunakan adalah spesies transport karena cocok

digunakan untuk jenis pembakaran yang benar-benar bergantung kepada reaksi kimia stoikiometri. Jenis ini cocok untuk pembakaran gas.

Nilai input pada *ultimate* dan *proximate analysis* disesuaikan dengan MSW yang digunakan pada penelitian terdahulu. Namun, dikarenakan pada perangkat fluent jumlah persentase dari uji *ultimate* diharuskan sama dengan 100% maka dalam fluent harus disama ratakan hasilnya sesuai perbandingan seperti yang ditampilkan pada Tabel 3.3.

Tabel 3.3 *Ultimate analysis* dan *proximate analysis* MSW dalam perangkat lunak *fluent*

Jenis Uji	Parameter	Satuan	Hasil
Uji <i>Ultimate</i>	C	% wt	50,34
	H	% wt	4,91
	O	% wt	38,83
	N	% wt	0,13
	S	% wt	0,06
Uji <i>Proximate</i>	Moisture In Sampel	% wt	10,23
	Ash Content	% wt	5,73
	Volatile Matter	% wt	70,93
	Fixed Carbon	% wt	13,11
	HHV	kJ/kg	16882
	LHV	kJ/kg	15693

3.2.2.2 Materials

Propertis material MSW yang digunakan dalam simulasi dengan perangkat lunak Ansys dapat dilihat pada Tabel 3.4.

Tabel 3.4 Propertis material MSW

<i>Propertis</i>	Nilai	Keterangan
<i>Density</i> (kg/m ³)	317.4	Didapat dari penelitian eksperimen
<i>Cp</i> (J/kg.K)	1800	Didapat dari data jurnal
<i>Volatile component fraction</i> (%)	65,78	Didapat dari penelitian eksperimen
<i>Binary diffusivity</i> (m ² /s)	4x10 ⁻⁵	<i>Fluent database</i>
<i>Combustible Fraction</i> (%)	10.74	<i>Fluent database</i>
<i>Devolatilization model</i>	-	<i>Two competing rates</i>
<i>Combustion model</i>	-	<i>Multiple surface reactions</i>

Tabel 3.5 Reaksi dalam proses gasifikasi

Reaksi		ΔH (kJ/kmol)	A	E (J/kmol)
$C_xH_yO_z \rightarrow C(s)+CO(g)+CO_2(g)+CH_4(g)+H_2(g)+H_2O(g)$	R1		300	1×10^{30}
$C(s) + 0.5O_2(g) \rightarrow CO(g)$	R2	-110,5	0,052	$6,1 \times 10^7$
$CO(g) + 0.5O_2(g) \rightarrow CO_2(g)$	R3	-283,1	$2,2 \times 10^{12}$	$1,67 \times 10^8$
$H_2(g) + 0.5O_2(g) \rightarrow H_2O(g)$	R4	-242	$6,8 \times 10^{12}$	$1,68 \times 10^8$
$CH_4(g) + 0.5O_2(g) \rightarrow CO(g) + 2H_2(g)$	R5	-36	1×10^{15}	1×10^8
$CO(g) + H_2O(g) \rightarrow CO_2(g) + H_2(g)$	R6	-41	$2,75 \times 10^{10}$	$6,1 \times 10^7$
$CO_2(g) + H_2(g) \rightarrow CO(g) + H_2O(g)$	R7	-247	1×10^{10}	1×10^8
$CO(s) + 3H_2(g) \rightarrow CH_4(g) + H_2O(g)$	R8	+127	$4,4 \times 10^{11}$	$1,68 \times 10^8$
$C(s) + H_2O(g) \rightarrow CO(g) + H_2(g)$	R9	+131,4	0,00782	$1,15 \times 10^8$
$C(s) + CO_2(g) \rightarrow 2CO(g)$	R10	+172	0,00732	$1,125 \times 10^8$
$C(s) + 2H_2(g) \rightarrow CH_4(g)$	R11	-75	0.12	$1,7 \times 10^7$

3.2.2.3 *Boundary Condition*

Input nilai yang digunakan untuk *boundary condition* pada simulasi numerik reaktor tipe *downdraft* ini dapat dilihat pada Tabel 3.6.

Tabel 3.6 *Boundary condition*

Nama <i>Boundary Condition</i>	Tipe	Keterangan
<i>Air inlet 1 (pirolisis)</i>	<i>Mass flow inlet</i>	\dot{m} : 1,27 kg/jam T : (80,110,150,180,200)°C
<i>Air inlet 2 (oksidasi)</i>	<i>Mass flow inlet</i>	\dot{m} : 10,15 kg/jam T : 80,110,150,180,200)°C
<i>Air inlet 3 (reduksi)</i>	<i>Mass flow inlet</i>	\dot{m} : 1,27 kg/jam T : 80,110,150,180,200)°C
<i>Inlet Biomass</i>	<i>Mass flow inlet</i>	5,47 kg/jam
<i>Outlet syngas Reaktor</i>	<i>Pressure-outlet Wall</i>	Material : <i>Steel</i>

3.2.2.4 *Operating Conditions*

Operating condition merupakan perkiraan tekanan daerah operasi reaktor. Dalam simulasi ini, terdapat pengaruh gaya gravitasi arah sumbu Y negatif sebesar $9,81 \text{ m/s}^2$.

3.2.2.5 *Solution Methods dan Solution Controls*

Solusi pada studi numerik dengan menggunakan perangkat lunak Ansys Fluent 16 yaitu *pressure-velocity coupling spatial discretization* menggunakan metode SIMPLE (Semi Implicit Method for Pressure Linked Equations), gradient menggunakan *first order upwind*, untuk *pressure* menggunakan standard, momentum menggunakan *First Order Upwind*, *Turbulent Kinetic Energy* menggunakan *First Order Upwind*, untuk *turbulent dissipation rate* menggunakan *first order upwind* dan untuk *lignite vol*, O_2 , CO_2 , H_2O , H_2 , serta CO menggunakan *first order upwind*.

3.2.2.6 *Initialize Conditions*

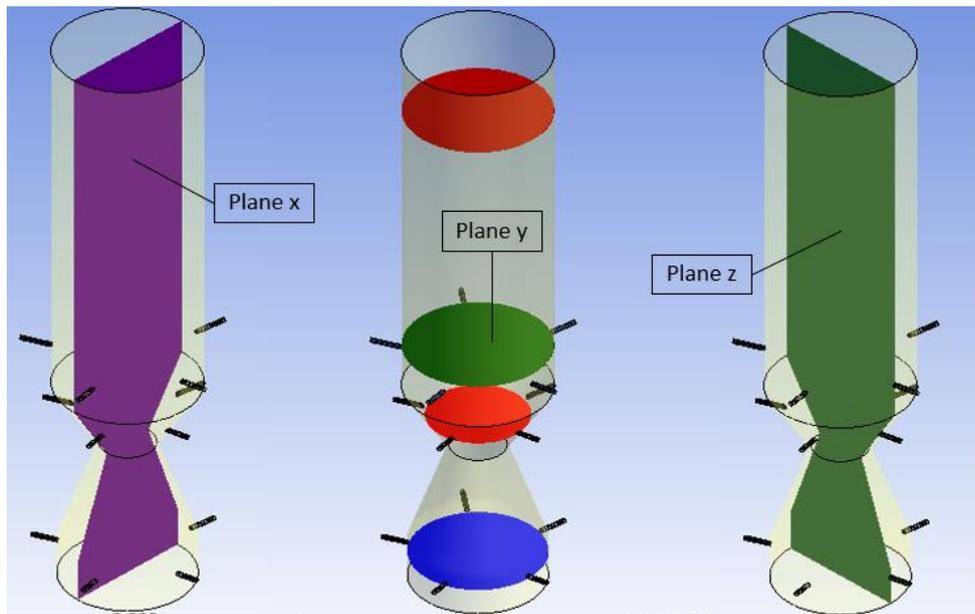
Initialize conditions merupakan nilai awal untuk tiap parameter sebelum proses iterasi sehingga memudahkan simulasi dalam mencapai konvergen. *Initialize* yang digunakan dalam simulasi ini adalah *standard initialize*, untuk mendapatkan nilai parameter awal berdasarkan *boundary conditions* dari *inlet*

3.2.2.7 *Monitoring Residual*

Monitoring residual adalah tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai harga konvergen yang diinginkan. Harga konvergen ditetapkan sebesar 10^{-3} , artinya proses iterasi dinyatakan telah konvergen setelah residualnya mencapai nilai di bawah 10^{-3} . Jika nilai konvergen tetap tidak tercapai, maka untuk proses validasi dapat dilakukan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi aktual (Dziyad, 2014).

3.2.3 *Post-processing*

Post-processing merupakan tahap terakhir dalam simulasi ini. Pada tahap ini diperoleh hasil simulasi berupa data kualitatif kontur atau vektor dan data



Gambar 3.8 Pengamatan pada bagian penampang reaktor yang dilakukan pada koordinat x, y, dan z

kuantitatif berupa grafik maupun tabel data. Pada penelitian ini, analisa dilakukan pada distribusi suhu dan komposisi *flammable* gas disajikan dalam bentuk kontur dan grafik. Pengamatan akan dilakukan terhadap masing-masing variasi. Data kualitatif berupa kontur diambil pada penampang vertikal (*z-center* reaktor dan *x-center* reaktor) dan penampang horizontal pada setiap bagian reaktor *y* (*drying zone*, *pyrolysis zone*, *partial combustion zone*, *reduction zone*) seperti pada gambar 3.5.

3.2.4 Validasi Data

Validasi data hasil simulasi numerik mengacu pada hasil eksperimen. Temperatur gasifikasi pada titik termokopel diletakan menjadi acuan untuk temperatur hasil simulasi. Komposisi syngas yang keluar dari zona reduksi (*hot gas*) menjadi acuan komposisi gas hasil simulasi.

3.3 Rancangan Penelitian Numerik

Parameter input pada simulasi numerik untuk menganalisa distribusi suhu setiap bagian proses gasifikasi di reaktor tipe *downdraft* akibat pengaruh variasi suhu udara *inlet* dapat dilihat pada Tabel 3.7. Parameter output yang diharapkan dari simulasi dapat dilihat pada Tabel 3.8.

Tabel 3.7 Parameter *input* penelitian

Parameter	<i>Input</i>	Nilai
Udara masuk zona pirolisis	Temperatur	(80,110,150,180,210)°C
	<i>Mass flow rate</i>	1,35 kg/h
Udara masuk zona oksidasi	Temperatur	(80,110,150,180,210)°C
	<i>Mass flow rate</i>	10,77 kg/s
Udara masuk zona reduksi	Temperatur	(80,110,150,180,210)°C
	<i>Mass flow rate</i>	1,35 kg/h
Biomassa MSW	<i>Mass flow rate</i>	5,47 kg/h

Tabel 3.8 Parameter *output* simulasi

Output	Keterangan
Temperatur	<i>Plane-x center</i> reaktor
	<i>Plane-z center</i> reaktor
	<i>Plane-y (drying zone, pyrolysis zone, oxidation zone, reduction zone)</i>
Persentase volumetrik gas (CO, H ₂ , CH ₄)	<i>Plane-x center</i> reaktor
	<i>Plane-z center</i> reaktor
	<i>Plane-y (drying zone, pyrolysis zone, oxidation zone, reduction zone)</i>

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

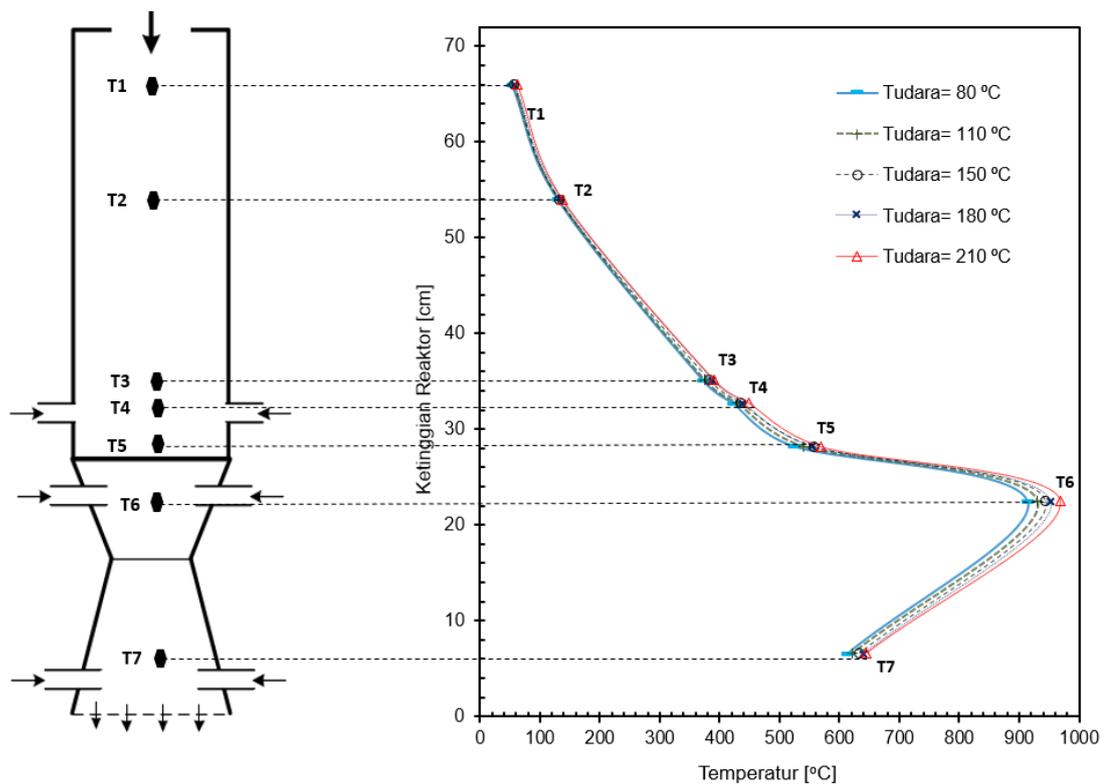
Hasil dari penelitian ini dibagi menjadi dua bagian. Pertama, hasil eksperimen yang merupakan hasil dari pengukuran secara langsung mengikuti eksperimental setup pada Gambar 3.3. Kedua, hasil simulasi numerik yang digunakan untuk mengetahui secara detail distribusi temperatur, komposisi syngas, dan reaksi-reaksi yang terjadi di sepanjang *gasifier*.

4.1 Hasil Eksperimen

Hasil eksperimen yang dibahas pada penelitian ini adalah kondisi operasi dan parameter performansi proses gasifikasi. Kondisi operasi proses gasifikasi adalah distribusi temperatur sepanjang *gasifier*. Parameter performansi ditunjukkan dengan komposisi *combustible gas* (CO, H₂, dan CH₄), LHV *syngas*, *cold gas efficiency*, dan kandungan tar dalam *syngas*.

4.1.1 Analisis Distribusi Temperatur Sepanjang *Gasifier*

Distribusi temperatur sepanjang *gasifier* disajikan pada Gambar 4.1. Temperatur *gasifier* mengalami peningkatan ketika temperatur udara (*gasifying agent*) dipanaskan. Kenaikan temperatur tertinggi terjadi pada titik termokopel T6 yang terletak pada zona oksidasi. Kenaikan temperatur pada T6 pada saat temperatur udara dinaikan hingga 210 °C, adalah sebesar 55 °C. Disamping itu, kenaikan temperatur *gasifier* juga terjadi pada titik termokopel T3, T4, T5, dan T7. Ketika temperatur udara dipanaskan hingga 210 °C, kenaikan temperatur pada titik termokopel T3, T4, T5, dan T7 adalah sebesar 19, 26, 45, dan 49 °C secara berurutan. Sedangkan pada titik termokopel T1 dan T2 kenaikan temperatur *gasifier* akibat pemanasan udara tidak signifikan. Hal tersebut disebabkan titik termokopel T1 dan T2 terletak jauh dari sumber panas (zona oksidasi) dan juga tidak ada udara masuk pada zona ini.



Gambar 4.1 Distribusi temperatur sepanjang *gasifier*

Kenaikan temperatur *gasifier* disebabkan oleh peningkatan entalpi udara sebagai reaktan yang menyebabkan perubahan entalpi pembentukan menjadi besar. Hal itu menjadikan kecepatan reaksi meningkat mengikuti persamaan pada Gambar 2.7. Kemudian, pada penelitian ini perbandingan udara masuk ke dalam *gasifier* adalah 1:8:1, yang berarti 10% udara masuk ke zona pirolisis, 80% ke zona oksidasi, dan 10% ke zona reduksi. Perbandingan tersebut yang menyebabkan perbedaan pada kenaikan temperatur *gasifier*. Persentase udara masuk yang tinggi mengakibatkan pengaruh pemanasan udara pada zona oksidasi sangat signifikan.

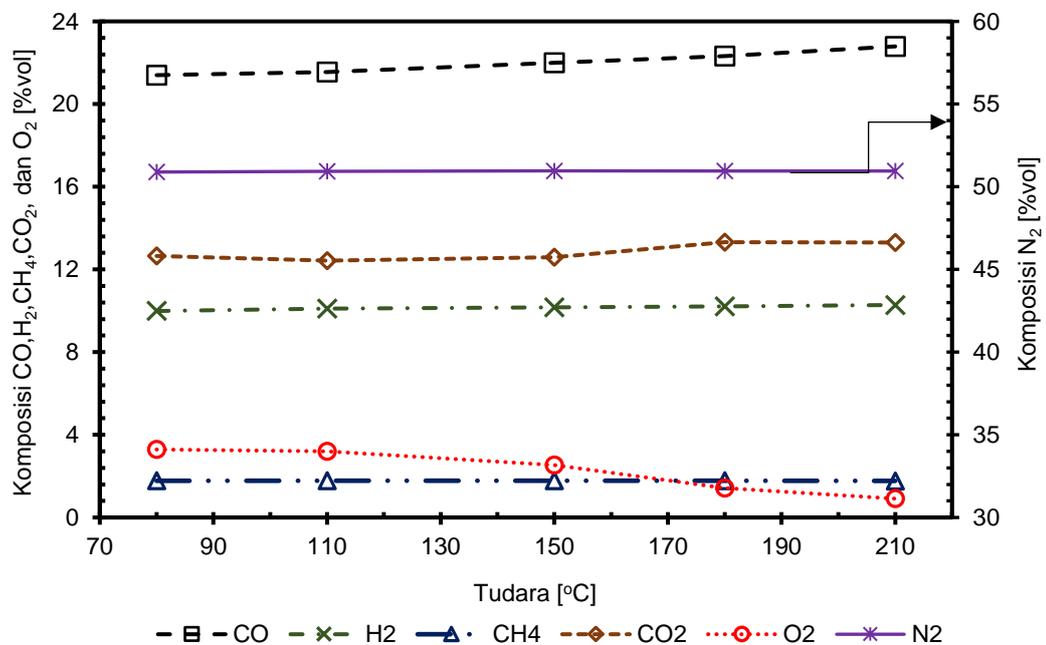
Gambar 4.1 juga menunjukkan bahwa perkiraan seluruh titik termokopel diletakkan sudah sesuai. Hal itu ditunjukkan dengan interval temperatur yang terukur berada pada interval temperatur masing-masing zona sesuai dengan penelitian Molino, 2015. Akan tetapi, dari hasil eksperimen ini tidak dapat memberikan pernyataan tentang interval ketinggian reaktor untuk setiap zona. Hal tersebut akan dijelaskan dengan hasil simulasi numerik.

4.1.2 Analisis Komposisi Syngas

Komposisi syngas diukur menggunakan *Gas Chromatography Mass Spectrometry* (GC-MS). Metode yang mengombinasikan kromatografi gas dan spektrometri massa untuk mengidentifikasi senyawa yang berbeda pada analisis sampel. Sehingga dengan menggunakan alat ukur tersebut dapat diketahui persentase volumetrik setiap senyawa yang ada pada *syngas*. Senyawa-senyawa yang diukur adalah CO, H₂, CH₄, CO₂, N₂, dan O₂. Komposisi *syngas* hasil pengukuran pada setiap variasi temperatur udara disajikan pada Tabel 4.1 dan Gambar 4.2.

Tabel 4.1 Komposisi *syngas* pada setiap variasi T_{udara}

Temperatur udara (°C)	CO (% vol)	H ₂ (% vol)	CH ₄ (% vol)	CO ₂ (% vol)	N ₂ (% vol)	O ₂ (% vol)
80	21.40	9.99	1.775	12.65	50.89	3.29
110	21.55	10.11	1.774	12.43	50.94	3.20
150	21.99	10.16	1.773	12.59	50.96	2.53
180	22.32	10.21	1.772	13.32	50.95	1.43
210	22.79	10.28	1.769	13.30	50.95	0.91



Gambar 4.2 Kurva komposisi syngas pada setiap variasi temperatur udara

Tabel 4.1 dan Gambar 4.2 menunjukkan peningkatan temperatur udara pada masukan udara bertingkat dapat meningkatkan komposisi *combustible gas*, terutama komposisi karbon monoksida (CO). Ketika udara dipanaskan hingga 210 °C, komposisi CO meningkat sebesar 1,39 %. Hal ini menunjukkan reaksi-reaksi yang membentuk senyawa CO (R2, R5, R9, dan R10) mengalami peningkatan laju reaksi. Komposisi hidrogen (H₂) juga meningkat ketika udara dipanaskan, dengan peningkatan yang relatif rendah bila dibandingkan dengan CO, yaitu sebesar 0,29 %. Di samping itu, komposisi metana (CH₄) relatif konstan dengan adanya peningkatan temperatur udara. Hal ini menunjukkan peningkatan temperatur udara tidak berpengaruh signifikan terhadap reaksi-reaksi yang membentuk CH₄ (R7 dan R8). Tren komposisi metana ini sesuai dengan tren pada penelitian Guanggul (2012).

Selain komposisi *combustible gas*, komposisi *non combustible gas* (CO₂, N₂, dan O₂) juga dapat dijadikan acuan untuk menganalisis fenomena yang terjadi pada proses gasifikasi. Komposisi *non combustible gas* pada proses gasifikasi diharapkan bernilai rendah. Pada Gambar 4.2 terlihat bahwa pemanasan udara dapat menurunkan komposisi oksigen (O₂) pada sisi outlet *syngas*. Hal ini menunjukkan oksigen pada udara menjadi semakin reaktif pada saat udara tersebut dipanaskan. Sehingga reaksi oksidasi pada zona pirolisis (oksidatif pirolisis), zona reduksi (oksidasi heterogen), dan zona oksidasi mengalami peningkatan laju reaksi. Penurunan oksigen ini berdampak pada peningkatan komposisi CO sebagai sebagai produk dari oksidasi parsial. Akan tetapi, di samping peningkatan komposisi CO, komposisi CO₂ juga meningkat pada saat udara dipanaskan di atas 150 °C. Hal ini menandakan reaksi oksidasi karbon solid tidak seluruhnya parsial, tapi ada juga oksidasi sempurna. Fenomena ini dapat diamati lebih lanjut pada hasil simulasi numerik dimana ditampilkan distribusi temperatur di zona-zona yang terjadi reaksi oksidasi.

Kemudian, senyawa N₂ bernilai relatif konstan. Senyawa ini merupakan senyawa inert, yaitu tidak bereaksi dengan senyawa lain. Karena pada penelitian ini jumlah udara yang masuk ke dalam *gasifier* dijaga konstan, maka komposisi senyawa N₂ pada *syngas* juga bernilai konstan.

4.1.3 Analisis Lower Heating Value (LHV) Syngas

Lower heating value atau nilai kalor terendah merupakan energi yang terkandung dalam syngas. Untuk mengetahui LHV syngas maka dilakukan perhitungan mengikuti Persamaan (2.1). Nilai kalor *combustible gas* diperoleh dari Tabel 2.2, dan persentase volumetrik *combustible gas* diperoleh dari Tabel 4.1. Berikut contoh perhitungan LHV pada variasi temperatur udara 80 °C:

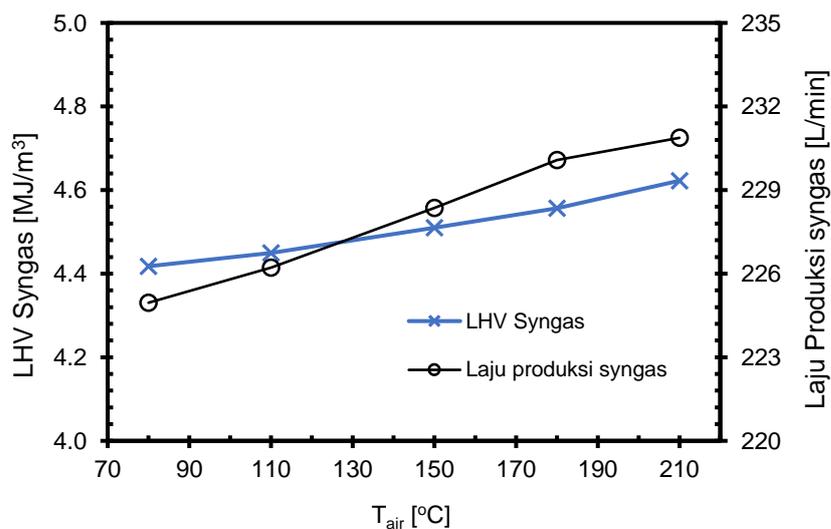
$$LHV \text{ Syngas} = \sum_{i=1}^n \left(0,214 \cdot 12,633 \frac{MJ}{m^3} \right) + \left(0,0999 \cdot 10,783 \frac{MJ}{m^3} \right) + \left(0,0177 \cdot 35,883 \frac{MJ}{m^3} \right)$$

$$LHV \text{ Syngas} = 4,42 \frac{MJ}{m^3}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama, maka diperoleh LHV *syngas* pada semua variasi temperatur udara seperti ditampilkan pada Tabel 4.2 dan Gambar 4.3.

Tabel 4.2 LHV dan laju produksi *syngas* pada setiap variasi temperatur udara

Temperatur udara (°C)	LHV _{Syngas} (MJ/m ³)	Laju produksi <i>syngas</i> L/min
80	4.42	224.96
110	4.45	226.22
150	4.51	228.36
180	4.56	230.07
210	4.62	230.87



Gambar 4.3 Grafik LHV dan laju produksi *syngas*

Tabel 4.2 dan Gambar 4.3 menunjukkan bahwa seiring dengan bertambahnya temperatur udara, maka LHV *syngas* mengalami peningkatan. Besar peningkatan LHV ketika udara dipanaskan hingga 210 °C adalah sebesar 0.2 MJ/m³ (dari 4,42 menjadi 4,62 MJ/m³). Peningkatan nilai LHV ini disebabkan oleh peningkatan senyawa-senyawa *combustible gas* terutama CO. Seperti dijelaskan pada subbab 4.1.2, peningkatan CO diakibatkan oleh meningkatnya reaksi-reaksi yang menghasilkan CO (R2, R5, R9, dan R10) sehingga menyebabkan nilai LHV *syngas* meningkat. Di samping itu, pada Gambar 4.3 juga terdapat laju produksi *syngas* yang mengalami peningkatan akibat pemanasan udara. Selain LHV *syngas* yang mengalami peningkatan, laju produksi *syngas* juga mengalami peningkatan secara signifikan. Hal ini menandakan bahwa dengan peningkatan temperatur udara bukan hanya dapat meningkatkan kualitas *syngas* (LHV), tapi juga mampu meningkatkan kuantitas *syngas*.

Pada Gambar 4.3, peningkatan LHV *syngas* memiliki tren linear. Hal tersebut menunjukkan bahwa nilai LHV *syngas* pada pemanasan udara hingga 210 °C tidak mengalami penurunan gradien. Sedangkan pada laju produksi *syngas*, ketika temperatur udara mencapai 180 °C, gradien peningkatan laju produksinya mengalami penurunan. Hal tersebut menandakan bahwa biomassa atau MSW pada saat kondisi temperatur udara di atas 180 °C sudah mendekati sempurna diubah menjadi gas. Sehingga laju produksi *syngas* tidak mengalami peningkatan yang tinggi daripada temperatur udara di bawah 180 °C.

4.1.4 Analisis *Cold Gas Efficiency* dan Efisiensi Sistem

Parameter performansi proses gasifikasi selanjutnya adalah *cold gas efficiency*, yang menunjukkan seberapa efisien proses gasifikasi ditinjau dari perbandingan energi yang dihasilkan *syngas* dengan energi yang terdapat dalam biomassa (dalam penelitian ini MSW). Perhitungan untuk mendapatkan nilai *cold gas efficiency* mengikuti Persamaan (2.2). Berikut contoh perhitungan *cold gas efficiency* pada variasi temperatur udara 80 °C:

$$\eta_{cg} = \frac{13,50 \frac{m^3}{jam} * 4,42 \frac{MJ}{m^3}}{5,47 \frac{kg}{jam} * 15,69 \frac{MJ}{kg}} \times 100\%$$

$$\eta_{cg} = 69,43 \%$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama, maka diperoleh LHV *syngas* pada semua variasi temperatur udara seperti ditampilkan pada Tabel 4.3 dan Gambar 4.4.

Selain itu, terdapat parameter penting untuk mengukur pengaruh pemanasan udara, yaitu efisiensi sistem. Pada efisiensi sistem, energi pada udara diperhitungkan sebagai energi input. Sehingga dapat terukur apakah peningkatan efisiensi itu terus konstan atau mengalami penurunan gradien dalam peningkatannya. Perhitungan efisiensi sistem menggunakan Persamaan 2.3. Berikut contoh perhitungan *cold gas efficiency* pada variasi temperatur udara 80 °C:

$$\eta_{sistem} = \frac{\left(13,50 \frac{m^3}{jam} * 4,42 \frac{MJ}{m^3}\right) / 3600}{\left(5,47 \frac{kg}{jam} * 15,69 \frac{MJ}{kg}\right) / 3600 + 1,254 \text{ kW}} \times 100\%$$

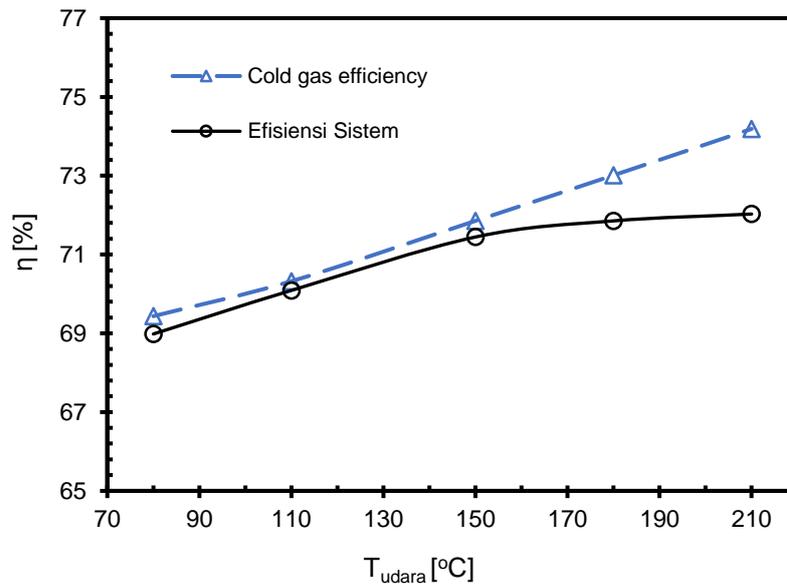
$$\eta_{sistem} = 69,3 \%$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama, maka diperoleh LHV *syngas* pada semua variasi temperatur udara seperti ditampilkan pada Gambar 4.4.

Tabel 4.3 *Cold gas efficiency* pada setiap variasi T_{udara}

Temperatur udara (°C)	\dot{m}_{MSW} (kg/jam)	V_{syngas} (m ³ /jam)	LHV _{MSW} (kJ/kg)	LHV _{Syngas} (MJ/m ³)	η_{cg} (%)	η_{sistem} (%)
80	5.47	13.50	15.69	4.42	69.43	69.30
110	5.47	13.57	15.69	4.45	70.32	70.49
150	5.48	13.70	15.69	4.51	71.85	71.84
180	5.49	13.80	15.69	4.56	73.01	72.25
210	5.50	13.85	15.69	4.62	74.19	72.43

Tabel 4.3 menampilkan empat parameter yang mempengaruhi besarnya *cold gas efficiency*. Dari empat parameter tersebut, parameter yang berubah signifikan terhadap peningkatan temperatur udara adalah laju volumetrik *syngas* dan LHV *syngas*. Laju alir massa pelet MSW juga mengalami peningkatan, akan tetapi tidak signifikan. Data-data tersebut menunjukkan bahwa peningkatan *cold gas efficiency* dipengaruhi oleh laju volumetrik dan LHV *syngas*.



Gambar 4.4 Grafik *cold gas efficiency* dan efisiensi sistem

Gambar 4.4 menampilkan pemanasan temperatur udara (sampai 210 °C) mampu meningkatkan nilai *cold gas efficiency* sebesar 4,75% dengan tren peningkatan linear. Kenaikan nilai *cold gas efficiency* pada saat temperatur udara dipanaskan hingga 210 °C tidak menunjukkan nilai optimum dan juga tidak mengalami penurunan gradien. Peningkatan *cold gas efficiency* yang disebabkan oleh meningkatnya LHV dan laju produksi *syngas* sedangkan peningkatan laju alir massa MSW tidak terlalu besar. Hal tersebut menunjukkan bahwa ketika udara sebagai *gasifying agent* dipanaskan hingga 210 °C, MSW dapat digasifikasi lebih baik. Indikator hal itu adalah dengan penurunan massa arang yang dihasilkan, seperti ditunjukkan pada Tabel 4.4. Pada temperatur rendah, laju arang sisa dari proses gasifikasi bernilai sebesar 0,09 kg/jam, sedangkan ketika temperatur udara dinaikan sampai 210 °C arang sisa yang dihasilkan hanya sebesar 0,03 kg/jam. Di sisi lain, laju alir massa abu dari proses gasifikasi pelet MSW ini mengalami peningkatan ketika temperatur udara dinaikan.

Di sisi lain, Gambar 4.4 juga menunjukkan peningkatan efisiensi sistem seiring dengan semakin panasnya udara sebagai *gasifying agent*. Berbeda dengan *cold gas efficiency*, efisiensi sistem ini memiliki tren kenaikan yang linear pada saat udara dipanaskan hingga 150 °C, namun kurva efisiensi sistem mengalami penurunan gradien pada saat udara dipanaskan di atas 150 °C. Hal tersebut

mengindikasikan bahwa terdapat penurunan efek dari panas udara yang disuplai dari pemanas eksternal, yaitu kondisi dimana peningkatan energi *syngas* sudah tidak sebanding dengan energi yang disuplai ke udara.

Tabel 4.4 Laju alir massa arang dan abu pada setiap variasi T_{udara}

Temperatur udara (°C)	\dot{m}_{ash} (kg/jam)	\dot{m}_{char} (kg/jam)
80	0.20	0.09
110	0.22	0.08
150	0.23	0.06
180	0.23	0.04
210	0.25	0.03

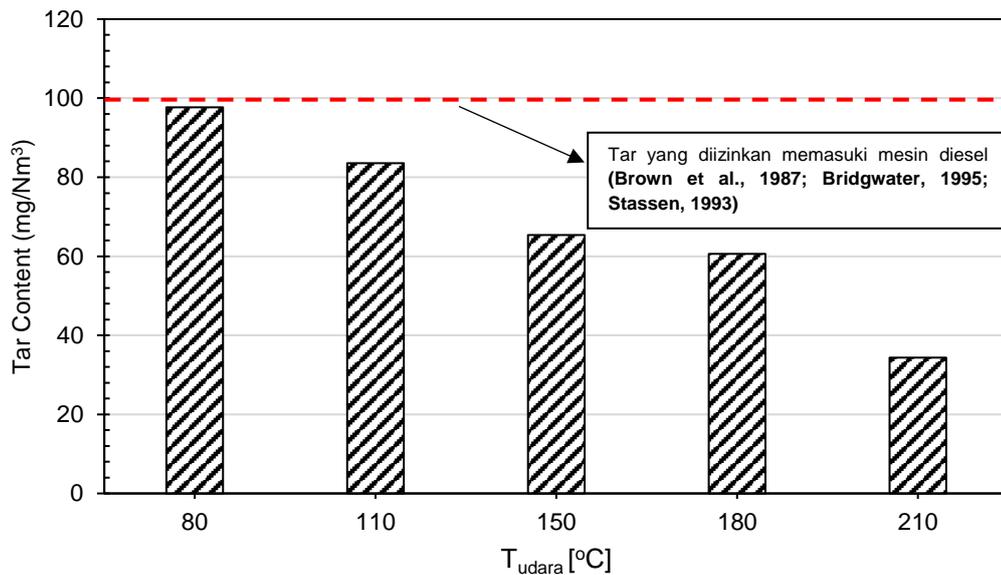
4.1.5 Analisis Kandungan Tar

Indikator performansi proses gasifikasi yang diharapkan bernilai rendah adalah kandungan tar dalam *syngas*. Kandungan tar ini diukur menggunakan kondensor tar seperti yang ditampilkan pada Gambar 3.3 (no 11). Pengukuran kandungan tar ini dilakukan dengan cara mengukur massa tar yang keluar dari kondensor tar selama waktu tertentu (dalam penelitian ini 5 menit) dan mengukur volume *syngas* yang keluar (dengan cara mengalikan laju volumetrik *syngas* dengan waktu yang ditentukan (5 menit). Kemudian kandungan tar dalam *syngas* diketahui dengan membagi massa tar yang dihasilkan dengan volume *syngas* yang keluar pada rentang waktu yang sama. Hasil pengukuran kandungan tar pada penelitian ini disajikan pada Tabel 4.5 dan Gambar 4.5.

Tabel 4.5 Kandungan tar pada setiap variasi T_{udara}

T_{udara}	massa tar selama 5 menit (mg)	volume <i>syngas</i> selama 5 menit (m^3)	Kandungan tar (mg/Nm^3)
80	110	1.126	97.73
110	95	1.137	83.58
150	75	1.147	65.41
180	70	1.154	60.64
210	40	1.163	34.39

Pada Tabel 4.5 dan Gambar 4.5, penurunan kandungan tar pada variasi temperatur 80-210 °C bernilai sebesar 63,34 mg/Nm³. Penurunan ini disebabkan oleh peningkatan temperatur gasifier akibat peningkatan temperatur udara seperti dijelaskan pada subbab 4.1.1. Ketika temperatur gasifier meningkat, proses *thermal cracking* (pemecahan senyawa tar akibat panas) menjadi semakin efektif. Sehingga kandungan tar yang dihasilkan dari proses devolatilisasi di zona pirolisis mengalami penurunan yang signifikan.



Gambar 4.5 Diagram pengaruh temperatur udara terhadap kandungan tar

Kandungan tar dalam *syngas* sangat dipengaruhi oleh temperatur pada *gasifier*. Seperti disajikan pada Gambar 2.4, semakin tinggi nilai temperatur *gasifier*, maka kandungan tar dalam *syngas* akan semakin kecil. Temperatur *gasifier* pada penelitian ini bernilai diatas 800 °C, sehingga jenis tar yang mendominasi adalah jenis tar tersier dan sekunder (Basu, 2012). Tar tersier memiliki massa molekul yang lebih rendah dari tar sekunder dan tar primer, maka kandungan tar yang ada dalam *syngas* pada temperatur *gasifier* yang lebih tinggi akan memiliki kandungan tar yang lebih rendah.

Dilihat dari kandungan tar yang dihasilkan, pada seluruh variasi temperatur udara kandungan tar telah memenuhi kandungan tar yang izinkan untuk digunakan mensubstitusi mesin diesel (Brown et al., 1987; Bridgwater, 1995;

Stassen, 1993). Bila dibandingkan dengan penelitian yang dilakukan oleh Bhattacharya, kandungan tar minimum yang dihasilkan adalah 10 mg/m^3 , sedangkan pada penelitian ini hanya sebesar $34,39 \text{ mg/m}^3$. Perbedaan tersebut disebabkan oleh biomassa yang digunakan oleh Bhattacharya adalah serbuk kayu sedangkan pada penelitian ini biomasanya adalah pelet MSW.

4.2 Hasil Numerik

Simulasi numerik dilakukan untuk mengetahui distribusi temperatur dan komposisi combustible gas secara detail, yang tidak terukur pada proses eksperimen. Simulasi numerik pada penelitian menggunakan perangkat lunak *ANSYS Fluent*. Terdapat dua jenis hasil simulasi numerik pada penelitian ini, yaitu hasil kualitatif berupa kontur dan hasil kuantitatif berupa grafik/kurva.

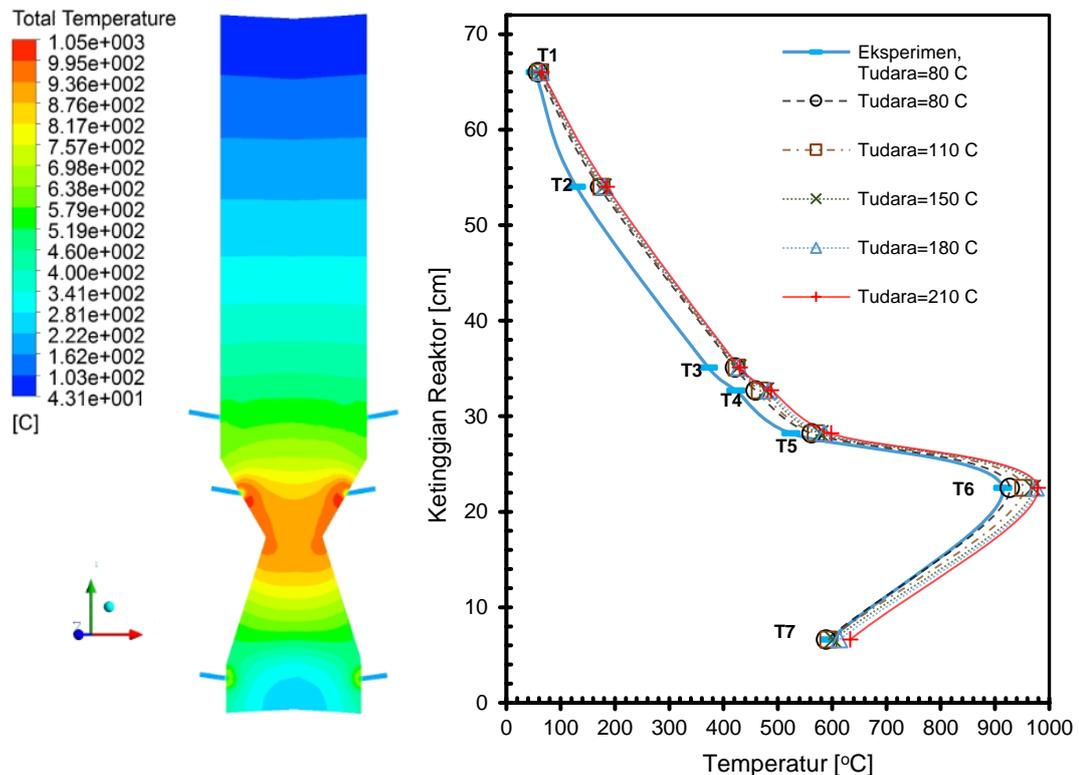
4.2.1 Analisis Distribusi Temperatur Sepanjang Gasifier

Salah satu parameter output dari proses gasifikasi adalah distribusi suhu sepanjang reaktor (zona *drying*, zona pirolisis, zona oksidasi parsial, dan zona reduksi). Distribusi suhu sepanjang reaktor ditampilkan untuk mengetahui pengaruh suhu pemanasan udara yang divariasikan dalam lima variasi yaitu 80°C , 110°C , 150°C , 180°C , dan 210°C . Pada hasil eksperimen, distribusi temperatur hanya ditampilkan pada titik pengukuran termokopel dan distribusinya hanya distribusi pada ketinggian reaktor (pada sumbu Y). Sedangkan pada hasil numerik, distribusi temperatur dapat ditampilkan pada koordinat X, Y, dan Z secara kualitatif dan kuantitatif. Hasil dari simulasi numerik ditampilkan pada Gambar 4.6 dan Gambar 4.7.

Gambar 4.6 menunjukkan sedikit peningkatan temperatur di zona *drying* seiring dengan bertambahnya temperatur inlet dari $80\text{-}210^\circ\text{C}$. Selanjutnya peningkatan temperatur pada variasi temperatur udara udara dari $80\text{-}200^\circ\text{C}$ sebesar 41°C . Seiring dengan semakin besar jarak dari zona oksidasi parsial dikarenakan penambahan variasi suhu udara, menyebabkan perpindahan panas dari zona oksidasi parsial ke zona pirolisis lebih besar sehingga peningkatan semakin besar. Peningkatan suhu zona oksidasi parsial pada T6 dengan variasi suhu udara dari $80\text{-}200^\circ\text{C}$ sebesar 98°C , peningkatan suhu zona oksidasi parsial ini lebih

signifikan dibandingkan dengan zona pirolisis. Zona reduksi, suhunya meningkat sebesar 39°C pada T7 berdasarkan penambahan suhu udara inlet zona oksidasi parsial yang ditingkatkan dari 80 °C sampai 210 °C.

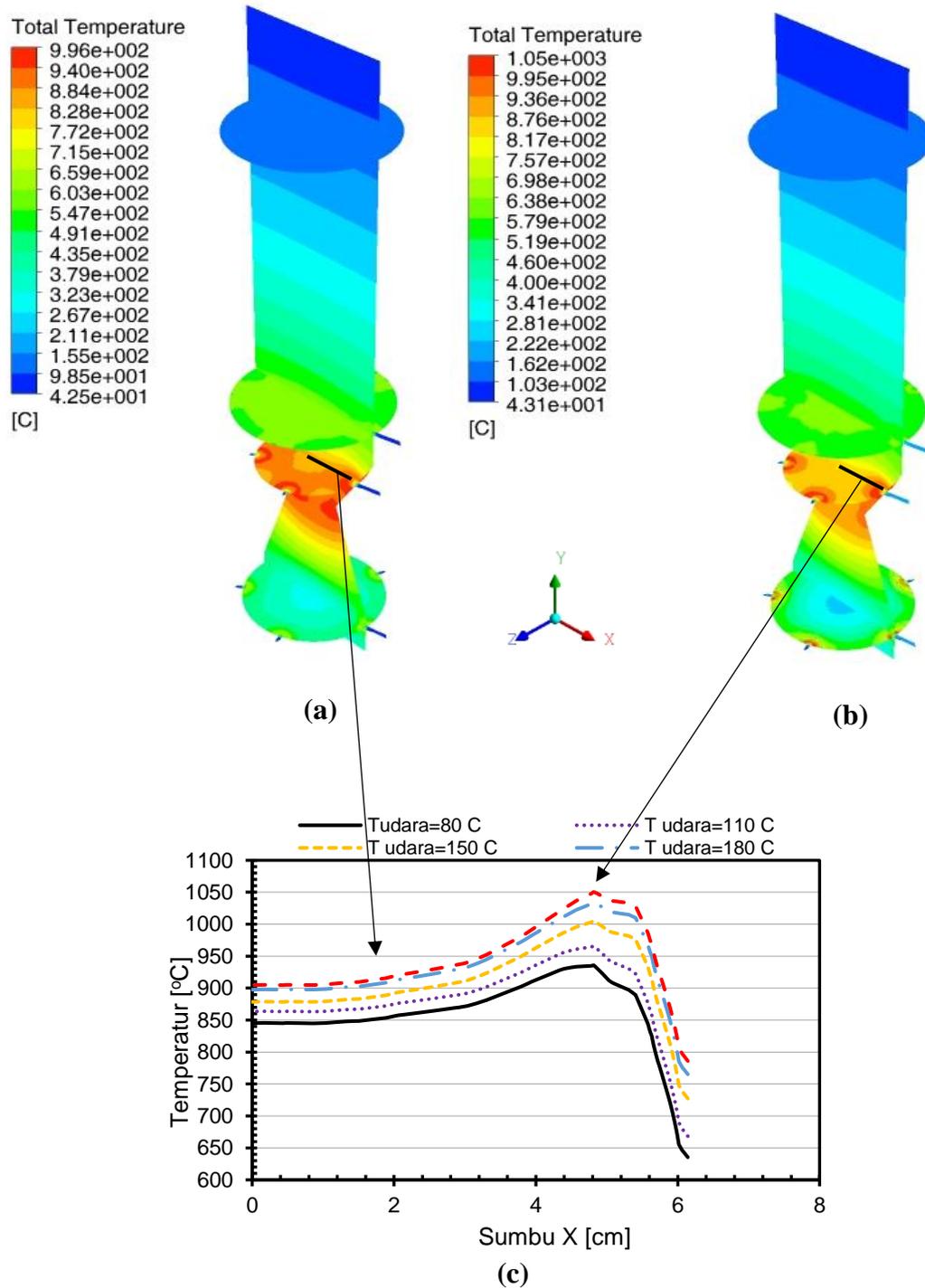
Gambar 4.6 juga merupakan validasi dari hasil numerik yang dilakukan, yaitu dengan membandingkannya dengan hasil eksperimen. Hasil simulasi numerik yang ditampilkan pada Gambar 4.6 merupakan nilai temperatur pada garis sejajar sumbu Y pada titik termokopel diletakan. Perbedaan kecil ditemukan pada metode numerik yang disebabkan model numerik dianggap *steady* dan tidak menggunakan *multiphase* sehingga hasil yang di dapat lebih ideal. Dan juga pada metode eksperimen, dimungkinkan terjadinya *losses* sehingga terjadi perbedaan dengan metode numerik.



Gambar 4.6 Kontur dan kurva distribusi temperatur gasifier

Kemudian pada Gambar 4.7 (a) dan (b) diperlihatkan tampilan isometrik kontur temperatur. Secara kualitatif dapat dilihat temperatur tertinggi berada di dekat masukan udara. Hal tersebut dikarenakan daerah di dekat suplai udara merupakan daerah terjadinya reaksi-reaksi oksidasi yang bersifat eksotermik. Disamping itu, perbandingan kontur pada saat udara dipanaskan dari 80-210 °C

menjadikan distribusi temperatur meningkat pada daerah didekat suplai udara. Sehingga berdampak pada peningkatan distribusi temperatur seluruh gasifier.



Gambar 4.7 Kontur temperatur pada tampilan isometrik (a) $T_{udara} = 80^\circ\text{C}$, (b) $T_{udara} = 210^\circ\text{C}$. (c) distribusi temperatur pada sumbu X di zona oksidasi

Pada Gambar 4.7(c) disajikan kurva distribusi temperatur pada sumbu X. Pada kurva tersebut titik nol merupakan pusat atau *center* dari *gasifier* pada zona oksidasi dan titik 5,8 merupakan titik tempat masuknya udara. Dari kurva pada Gambar 4.7(c) menunjukkan bahwa pemanasan temperatur udara sangat berpengaruh tinggi pada temperatur daerah dekat masukan udara. Sehingga berdampak pada daerah di sekitarnya.

4.2.2 Analisis Komposisi *Combustible Gas*

Parameter output dari proses gasifikasi selain distribusi suhu sepanjang *gasifier* adalah komposisi *combustible gas* yang dihasilkan. *combustible gas* terdiri dari CO, H₂, dan CH₄ karena memiliki nilai kalor. Data persentase gas hasil simulasi direpresentasikan berdasarkan satuan % mol. Berdasarkan asumsi bahwa seluruh gas dalam kondisi gas ideal, maka % mol gas dapat juga dinyatakan sebagai persentase volumetrik (%vol) untuk menghitung nilai kalor gas. Nilai persentase volumetrik diambil menggunakan menu *Report-Surface integral-Area weighted average*. Menu *Area Weighted Average* digunakan untuk mengambil nilai rata-rata persentase volumetrik *syngas* reaktor. perbandingan nilai persentase volumetrik setiap senyawa *combustible gas* pada setiap variasi remperatur udara dengan metode numerik dan eksperimen. disajikan pada Tabel 4.6.

Tabel 4.6 Perbandingan komposisi *combustible gas* eksperimen dan numerik

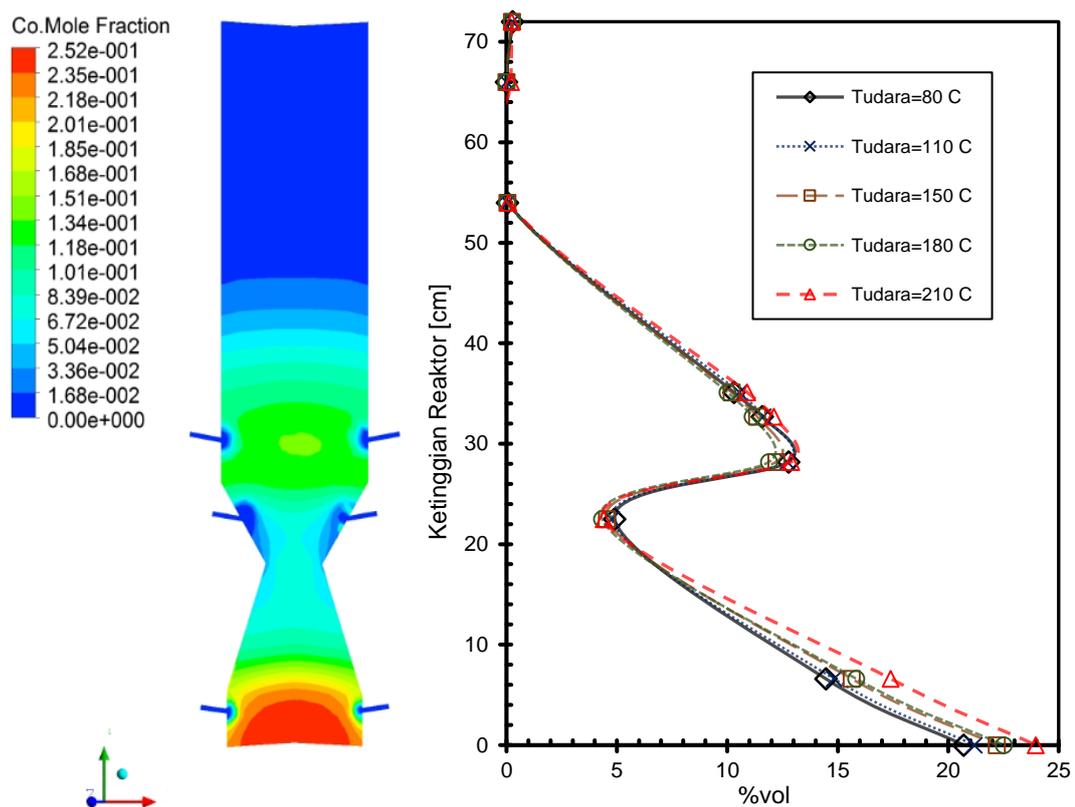
Temperatur udara (°C)	Eksperimen			Numerik			Error		
	CO (% vol)	H2 (% vol)	CH4 (% vol)	CO (% vol)	H2 (% vol)	CH4 (% vol)	CO (% vol)	H2 (% vol)	CH4 (% vol)
80	21.33	9.92	1.705	20.7	9.05	2.3	3.04	9.61	25.85
110	21.51	10.07	1.734	21.18	9.14	2.4	1.56	10.18	27.74
150	21.93	10.1	1.713	22.2	9.29	2.55	1.22	8.72	32.81
180	22.28	10.17	1.732	22.52	9.48	2.55	1.07	7.28	32.06
210	22.71	10.2	1.689	23.97	9.77	2.48	5.26	4.40	31.88
							Rata-rata: 2.43	8.04	30.07

Tabel 4.6 merupakan kesesuaian antara hasil numerik dan hasil eksperimen. Simpangan hasil simulasi numerik dinyatakan dengan *error*. Komposisi yang paling mendekati dengan hasil eksperimen adalah CO. Komposisi CO hanya memiliki rata-rata *error* sebesar 2,43% dan komposisi H₂ memiliki rata-rata *error* 8,04%. Sedangkan komposisi CH₄ memiliki rata-rata *error* yang cukup

besar, yaitu sebesar 30,07%. Hal tersebut disebabkan nilai CH_4 pada proses gasifikasi sangat rendah. Sehingga perbedaan kecil antara hasil simulasi numerik dengan eksperimen dapat berdampak besar pada *error* (ketidaksesuaian). Di samping itu, pada simulasi numerik juga terdapat batasan-batasan yang menyebabkan adanya ketidaksesuaian dengan hasil eksperimen. Beberapa batasan pada simulasi numerik itu ialah kondisi *steady state* dan diasumsikan tidak adanya panas terbuang melewati dinding *gasifier*.

4.2.2.1 Analisis Distribusi Persentase Volumetrik CO

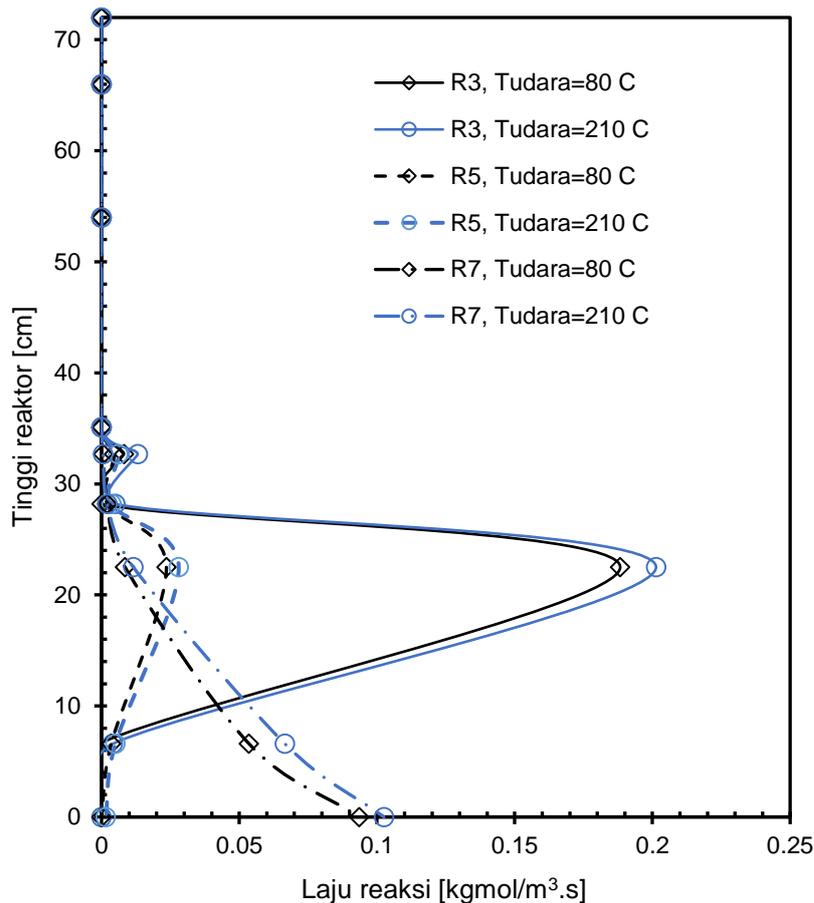
Pada hasil numerik hasil reaksi-reaksi yang terjadi pada proses gasifikasi dapat diperlihatkan pada seluruh isi *gasifier* secara kualitatif dan juga kuantitatif. Pada Gambar 4.8 disajikan kontur dan kurva distribusi %vol CO. Kurva tersebut menunjukkan peningkatan %vol CO pada zona pirolisis dan reduksi, pada saat udara



Gambar 4.8 Kontur dan kurva distribusi %vol CO

dipanaskan. Hal ini terjadi karena peningkatan temperatur daerah tersebut akibat pemanasan udara, sehingga menyebabkan reaksi-reaksi endotermik (devolatilisasi

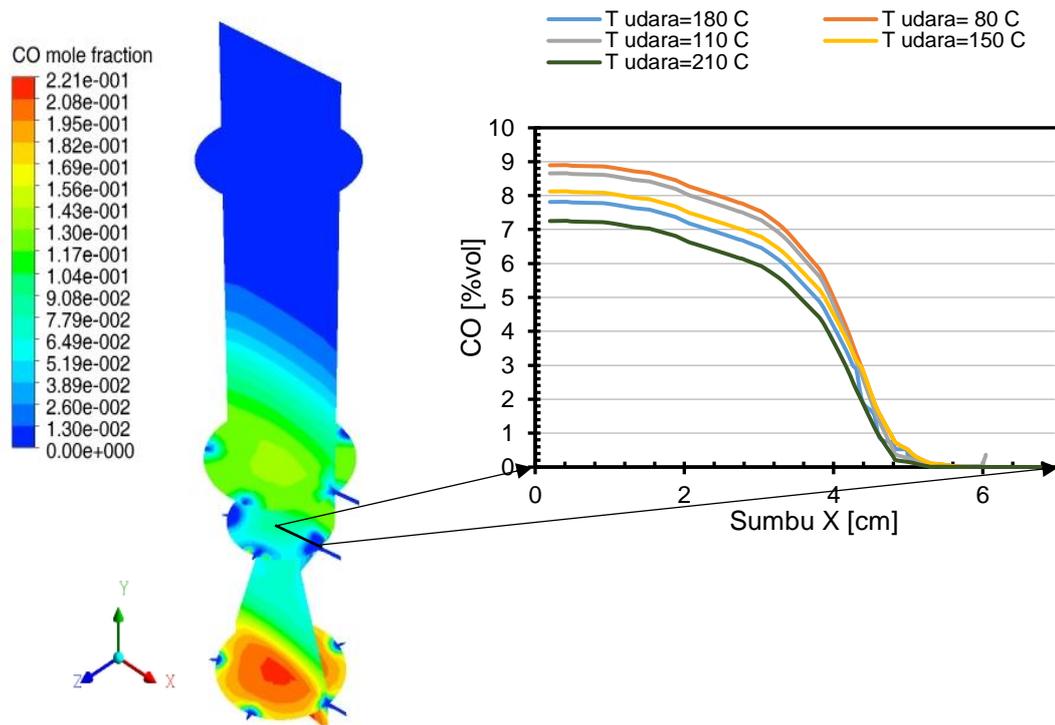
pada pirolisis dan gasifikasi pada reduksi) pada daerah itu meningkat laju reaksinya. Akan tetapi, pada zona oksidasi, ketika udara dipanaskan sampai temperatur 210 °C, % vol CO berkurang. Hal ini dikarenakan pada zona oksidasi reaksi yang terjadi adalah eksotermik terutama reaksi R3 yang mengakibatkan oksigen pada udara lebih reaktif dengan CO.



Gambar 4.9 Laju reaksi R3, R5, dan R7

Analisis kurva pada Gambar 4.8 diinterpretasikan lebih lanjut dengan kurva laju reaksi sepanjang ketinggian gasifier, yang ditunjukkan pada Gambar 4.9. Seperti dijelaskan pada Tabel 3.5, R3 yang dimaksud pada Gambar 4.9 adalah reaksi $\text{CO(g)} + 0.5\text{O}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CO}_2\text{(g)}$, R5 : $\text{CH}_4\text{(g)} + 0.5\text{O}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CO(g)} + 2\text{H}_2\text{(g)}$, dan R7 : $\text{CO}_2\text{(g)} + \text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CO(g)} + \text{H}_2\text{O(g)}$. Gambar 4.9 menguatkan bahwa penurunan % vol CO di zona oksidasi diakibatkan oleh peningkatan laju reaksi R3. Sedangkan peningkatan %CO di zona reduksi disebabkan oleh meningkatnya laju reaksi R7 seiring dengan meningkatnya temperatur udara. Pada zona pirolisis,

terjadi reaksi R3 (oksidatif pirolisis) dan mengalami peningkatan, akan tetapi jumlah CO yang dihasilkan justru bertambah. Hal tersebut dikarenakan reaksi devolatilisasi yang tidak bisa ditampilkan dalam penelitian ini. Pada simulasi numerik ini memiliki keterbatasan dalam menampilkan reaksi-reaksi yang terjadi pada proses gasifikasi. Reaksi-reaksi yang tidak dapat ditampilkan adalah reaksi-reaksi heterogen (seperti $C(s) + CO_2(g) \rightarrow 2CO(g)$). Diperlukan *user defined function* (*UDF*) untuk dapat menampilkan reaksi-reaksi tersebut.



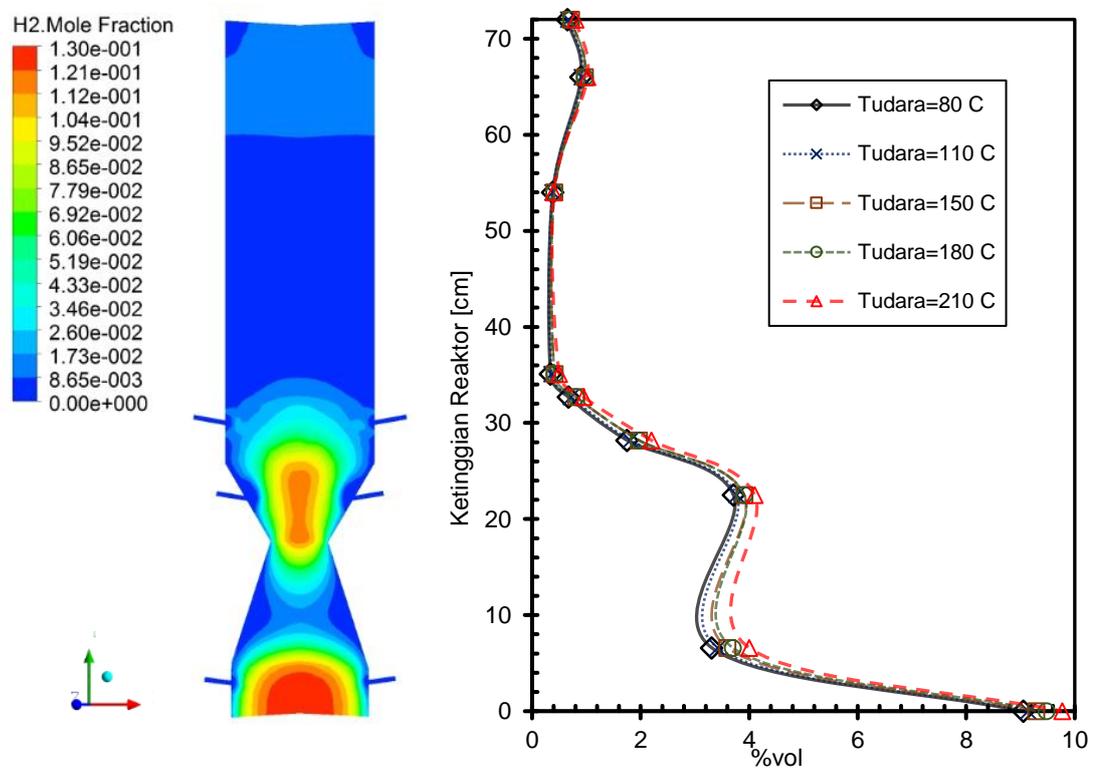
Gambar 4.10 Kontur CO pada tampilan isometrik dan kurva distribusi %vol CO di dari distribusi CO pada sumbu X di zona oksidasi

Di samping itu, pada Gambar 4.10 disajikan kontur dan kurva %vol CO pada penampang Y. Pada perspektif penampang Y, %vol CO pada daerah suplai udara bernilai rendah. Hal tersebut disebabkan oleh terjadinya reaksi oksidasi antara udara dengan CO yang menghasilkan produk CO_2 . Reaksi ini merupakan salah satu faktor tingginya temperatur reaktor pada daerah dinding dekat suplai udara. Kemudian, pada kurva distribusi %vol CO dari pusat daerah oksidasi sampai dinding reaktor (titik suplai udara) pada sumbu X, Peningkatan temperatur udara menyebabkan penurunan komposisi %vol CO. Data tersebut menunjukkan bahwa

udara semakin reaktif dengan CO pada saat udara tersebut temperaturnya semakin tinggi.

4.2.2.2 Analisis Distribusi Persentase Volumetrik H₂

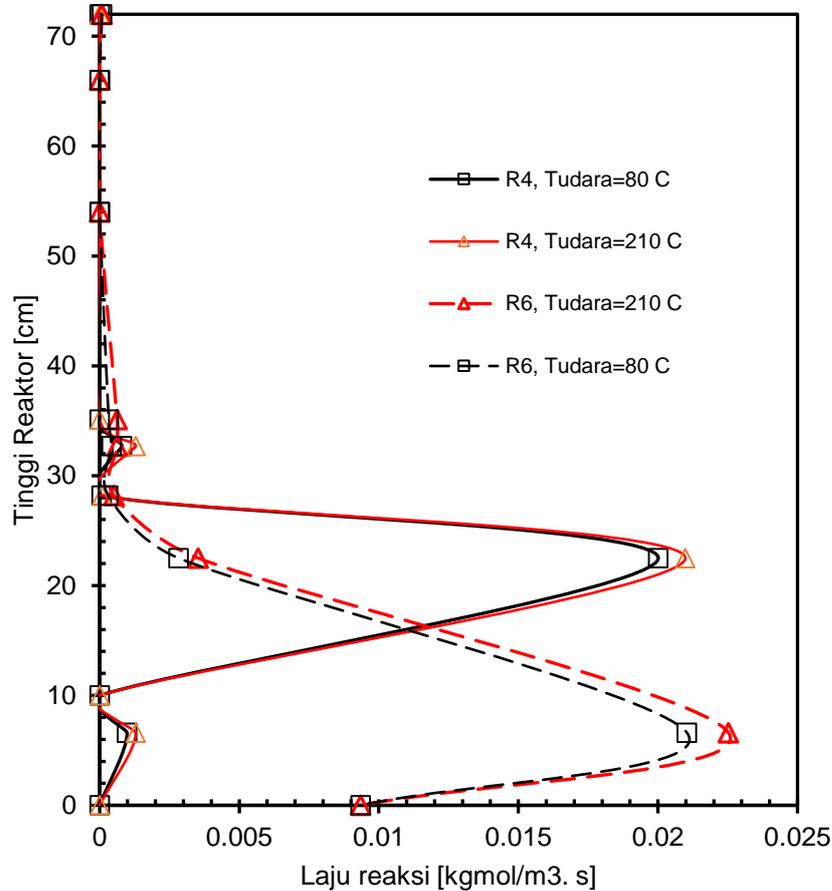
Komposisi *combustibe gas* yang perlu dianalisis CO salah satunya dalah H₂. Pada Gambar 4.11 disajikan kontur dan kurva distribusi %vol H₂. Kurva tersebut menunjukkan peningkatan %vol H₂ pada zona pirolisis, oksidasi dan reduksi, pada saat udara dipanaskan. Hal ini terjadi karena peningkatan temperatur pada daerah-daerah tersebut akibat pemanasan udara, sehingga menyebabkan reaksi-reaksi yang menghasilkan H₂ meningkat laju reaksinya.



Gambar 4.11 Kontur dan kurva distribusi % vol H₂

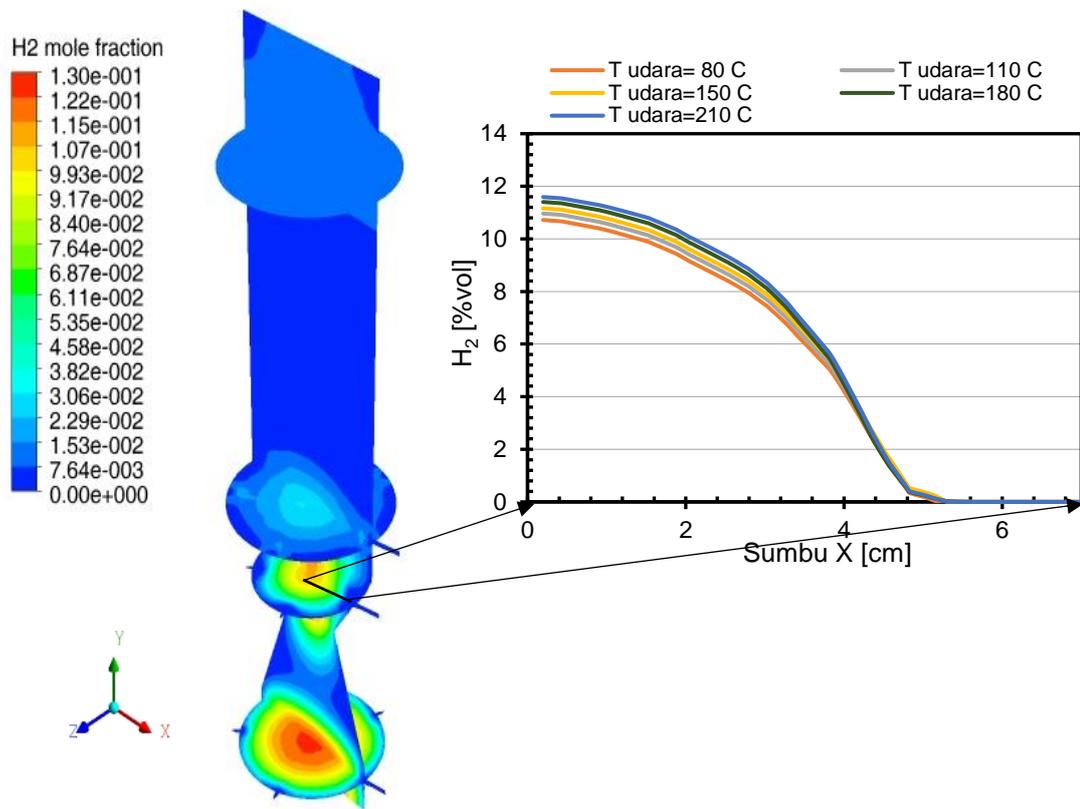
Gambar 4.11 menunjukkan peningkatan %vol H₂ meningkat pada zona reduksi secara signifikan. Begitupun pada zona oksidasi terjadi produksi H₂ dengan peningkatan yang lebih rendah dibandingkan dengan zona reduksi. Sedangkan pada zona pirolisis, peningkatan %vol H₂ cenderung rendah. Sama halnya dengan

analisis distribusi % vol CO, analisis H₂ juga perlu didukung dengan kurva distribusi laju reaksi sepanjang ketinggian gasifier. Pada Gambar 4.12



Gambar 4.12 Laju reaksi R4 dan R6

Seperti dijelaskan pada Tabel 3.5, R4 yang dimaksud pada Gambar 4.12 adalah reaksi $\text{H}_2(\text{g}) + 0.5\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{H}_2\text{O}(\text{g})$ dan R6 : $\text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g})$. Pada Gambar 4.12 terdapat kontradiksi antara laju reaksi R4 dengan komposisi H₂ pada zona oksidasi. Pada saat R4 (reaktannya H₂) meningkat seiring bertambahnya temperatur udara, tapi % vol H₂ justru mengalami peningkatan. Hal ini disebabkan oleh reaksi R5 yang juga menghasilkan H₂ (dibahas pada subbab 4.2.2.1). Hal tersebut yang menyebabkan terjadinya peningkatan H₂ pada daerah oksidasi. Kemudian pada daerah reduksi, peningkatan laju reaksi R6 yang menyebabkan peningkatan % vol H₂. Selain itu juga terdapat R9 (reaksi heterpgen) yang sangat berpengaruh pada peningkatan komposisi H₂ di zona reduksi.

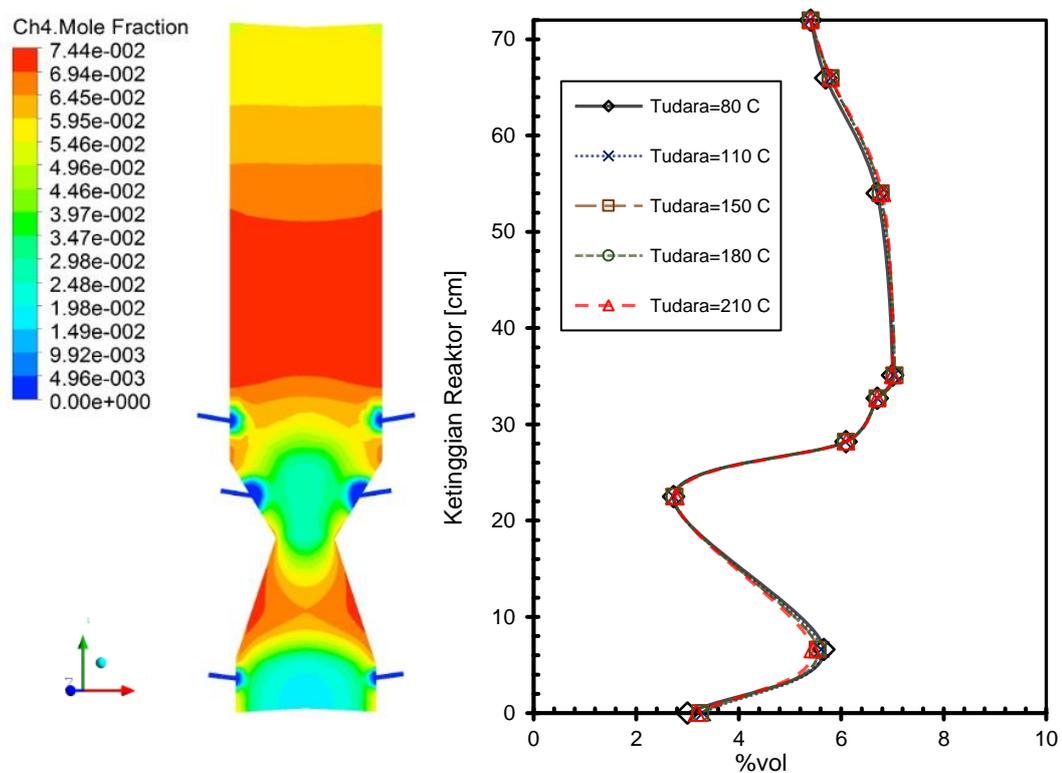


Gambar 4.13 Kontur H₂ pada tampilan isometrik dan kurva distribusi % vol H₂ di dari distribusi H₂ pada sumbu X di zona oksidasi

Di samping itu, pada Gambar 4.13 disajikan kontur dan kurva %vol H₂ pada penampang Y. Pada perspektif penampang Y, %vol H₂ pada daerah suplai udara bernilai rendah. Hal tersebut disebabkan oleh terjadinya reaksi oksidasi antara udara dengan H₂ yang menghasilkan produk H₂O. Reaksi ini merupakan salah satu faktor tingginya temperatur reaktor pada daerah dinding dekat suplai udara. Kemudian, pada kurva distribusi %vol H₂ dari pusat daerah oksidasi sampai dinding reaktor (titik suplai udara) pada sumbu X, Peningkatan temperatur udara justru menyebabkan peningkatan komposisi %vol H₂ pada daerah 4 cm dari pusat zona oksidasi, namun pada daerah di atas 4 cm mengalami penurunan. Hal tersebut menunjukkan bahwa udara semakin reaktif dengan H₂ pada saat udara tersebut temperaturnya semakin tinggi. Akan tetapi, pada daerah 4 cm dari pusat reaktor kemungkinan terjadi reaksi yang menghasilkan H₂ sehingga menyebabkan komposisi H₂ meningkat pada temperatur tinggi.

4.2.2.3 Analisis distribusi persentase volumetrik CH₄

Komposisi CH₄ dari hasil penelitian setiap variasi penambahan temperatur udara secara numerik cenderung kontan dibandingkan komposisi *combustible gas* yang lain. Pengaruh suhu pemanasan udara yang divariasikan terhadap persentase volumetrik CH₄ sepanjang reaktor dapat diketahui melalui gambar 4.14, dimana ditampilkan grafik rata-rata % vol CH₄ untuk lima variasi penambahan temperatur udara inlet. Nilai persentase volumetrik CH₄ setiap zona diambil menggunakan menu *Report-Surface integral-Area weighted average*. Menu *Area weighted average* digunakan untuk mengambil nilai rata-rata persentase volumetrik CH₄ pada penampang koordinat Y di setiap ketinggian termokopel.

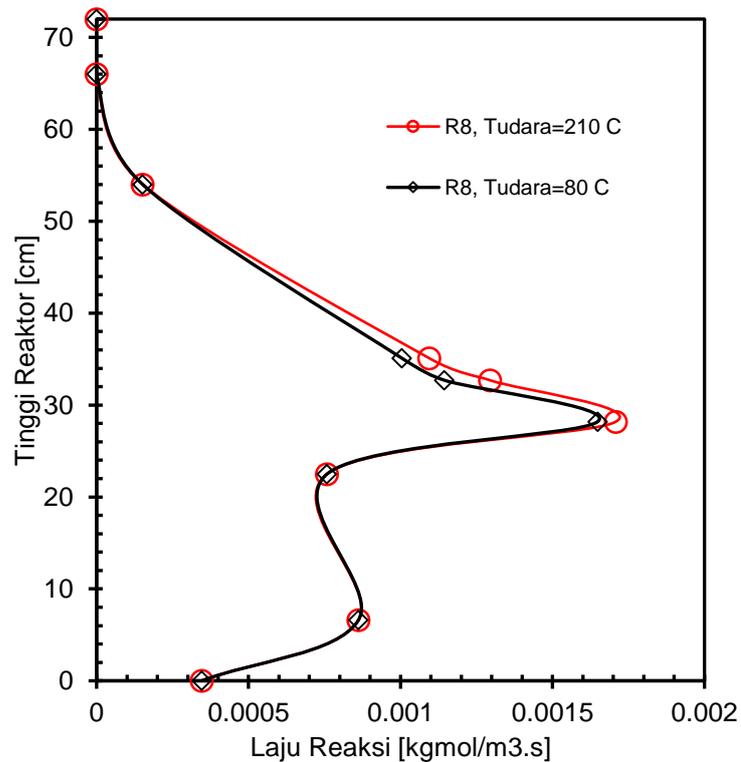


Gambar 4.14 Kontur dan kurva distribusi % vol CH₄

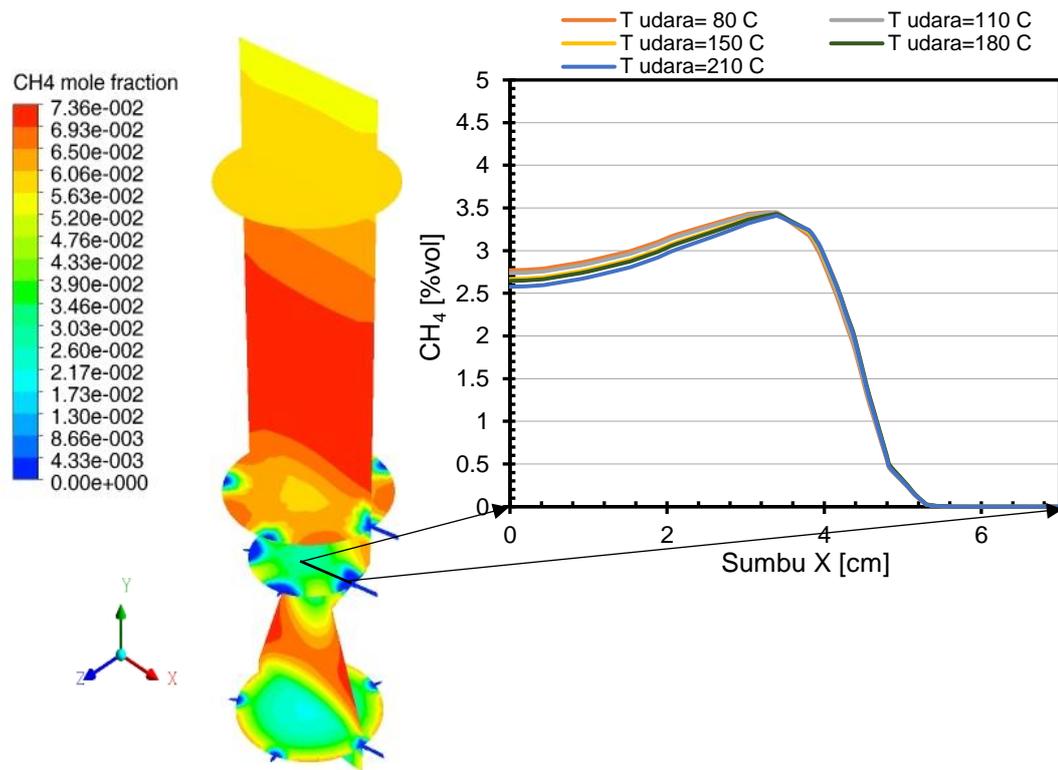
Jika ditinjau dari distribusi rata-rata persentase volumetrik CH₄ yang ditunjukkan Gambar 4.14, pada zona *drying* gas CH₄ cukup tinggi. Hal ini dikarenakan pada penelitian ini dengan permodelan yang dipakai reaksi-reaksi pada Tabel 3.5 terjadi pada zona *drying*. Menurut Nikolopoulos (2011) untuk mengetahui proses *drying* harus di modelkan dengan model *multiphase* dan menggunakan UDF pada fluent. Namun, pada penelitian ini tidak menggunakan

model *multiphase* dan UDF, sehingga proses *drying* pada reaktor tidak dapat terlihat. Senyawa CH₄ mengalami sedikit peningkatan pada zona reduksi. Hal ini dikarenakan pada batas antara zona ini CH₄ diproduksi dari *methane gasification* (R11 : C (s)+ 2H₂ (g)→ CH₄(g)).

Produk senyawa CH₄ dari *methanation reaction* (R11) signifikan, namun pada akhir zona-reduksi mengalami penurunan karena reaksi *metane gasification* (R7) yang mengubah CH₄ menjadi CO dan H₂ karena bereaksi dengan O₂. Selain itu persentase volumetrik CH₄ mengalami kenaikan dikarenakan reaksi (R4) yang mempunyai laju reaksi lambat (Basu, 2010). Pada penelitian ini tidak menggunakan UDF (*user define function*) sehingga laju reaksi yang berhubungan dengan char tidak dapat disajikan pada Gambar 4.14. Pada Gambar 4.15 hanya ditampilkan R8 (CO (s)+ 3H₂ (g)→ CH₄(g)+H₂O) yang hanya mengalami peningkatan pada daerah pirolisis. Sedangkan daerah oksidasi dan reduksi cenderung konstan.



Gambar 4.15 Laju reaksi R8



Gambar 4.16 Kontur CH_4 pada tampilan isometrik dan kurva distribusi % vol CH_4 di dari distribusi CH_4 pada sumbu X di zona oksidasi

Selanjutnya, pada Gambar 4.16 disajikan kontur dan kurva % vol CH_4 pada penampang Y. Pada perspektif penampang Y, % vol CH_4 pada daerah suplai udara bernilai rendah. Hal tersebut disebabkan oleh terjadinya reaksi oksidasi antara udara dengan CH_4 yang menghasilkan produk H_2 dan CO . Reaksi ini juga merupakan salah satu faktor tingginya temperatur reaktor pada daerah dinding dekat suplai udara. Kemudian, pada kurva distribusi % vol CH_4 dari pusat daerah oksidasi sampai dinding reaktor (titik suplai udara) pada sumbu X, Peningkatan temperatur udara tidak menyebabkan perubahan signifikan pada komposisi % vol CH_4 pada daerah di atas 4 cm dari pusat zona oksidasi, namun pada daerah 4 cm dari titik pusat mengalami penurunan. Hal tersebut menunjukkan bahwa ketika udara dipanaskan terjadi peningkatan laju reaksi yang mereduksi CH_4 .

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian yang didapatkan, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Peningkatan temperatur udara inlet (80-210 °C) berpengaruh pada performansi *multi-stage downdraft gasifier* sebagai berikut:
 - LHV *syngas* meningkat secara linear dari 4,42 menjadi 4,62 MJ/m³
 - Laju produksi *syngas* meningkat secara linear dari 224,96 L/min menjadi 230,87 L/min
 - *Cold gas efficiency* meningkat secara linear sebesar 4,75% dari 69,43% menjadi 74,19%
 - Efisiensi sistem meningkat sebesar 3,05%, dan terjadi perubahan gradien peningkatan pada temperatur udara 150 °C
 - Kandungan tar menurun sebesar 63,34 mg/Nm³ dari 97,73 mg/Nm³ menjadi 34,39 mg/Nm³.
2. Perubahan kondisi operasi akibat peningkatan temperatur udara inlet (80-210 °C) ditunjukkan sebagai berikut:
 - Temperatur sepanjang *gasifier* meningkat secara signifikan pada zona oksidasi sebesar 55 °C. Zona pirolisis dan reduksi masing-masing meningkat sebesar 28 °C dan 47 °C. Temperatur zona *drying* mengalami peningkatan yang tidak terlalu signifikan, yaitu sebesar 9 °C.
 - Komposisi *combustible gas* CO pada zona *drying*, pirolisis, dan reduksi meningkat masing-masing sebesar 0,4%, 5,2%, dan 18,05% dan pada zona oksidasi menurun 10,2%. Komposisi H₂ pada zona *drying*, pirolisis, oksidasi, dan reduksi meningkat masing-masing sebesar 0,8%, 4,9%, 9,51% dan 14,3%. Kemudian komposisi CH₄ pada zona *drying*, pirolisis, oksidasi, dan reduksi meningkat masing-masing sebesar 0,2%, 1,5%, 1,4% dan 4%.

3. Hasil simulasi numerik yang divalidasi dengan hasil eksperimen memiliki nilai *error* rata-rata pada temperatur *gasifier*, komposisi CO, H₂, dan CH₄ masing-masing sebesar 3,9%, 2,3%, 8,04%, dan 30,07%.

5.2 Saran

Beberapa hal yang perlu diteliti lebih lanjut adalah:

1. Permodelan yang digunakan *multiphase* agar hasil yang didapat lebih akurat
2. Menggunakan UDF (*user defined function*) pada reaksi-reaksi heterogen agar grafik laju reaksi dapat diketahui
3. Pengaruh kemiringan laluan udara, supaya dapat meningkatkan penyebaran oksidasi.

DAFTAR PUSTAKA

1. Adrieq, Akbar., Sudarmanta, Bambang., 2016.” Studi Eksperimental Pengaruh Air Fuel Ratio Proses Gasifikasi Briket Municipal Solid Waste Terhadap Unjuk Kerja Gasifier Tipe Downdraft”. Tugas Akhir. Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.
2. Arena, U (2012), *Process and Technological Aspects of Municipal Solid Waste Gasification - A Review*, Waste Management 32 (2012) 625–639
3. Basu, Prabir., 2013. Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction. India: Academic Press.
4. Bhattacharya., . Animesh Dutta., 2012. “Two-Stage Gasification Of Wood With Preheated Air Supply: A Promising Technique For Producing Gas Of Low Tar Content”. Bioresource Technology. 126 (2012) 224-232
5. Ependi, D R., 2017. “Studi Eksperimental Pengaruh Temperatur Udara Proses Gasifikasi MSW terhadap Performansi Gasifier Tipe Downdraft”. Tugas akhir. Teknik Mesin ITS, Surabaya.
6. F. Codignole *et al.*, 2015. Techno-economic analysis of municipal solid waste gasification for electricity generation in Brazil Chamber for Commercialization of Electrical Energy Guarantee Fund for Length of Service National Policy on Solid Waste. *ENERGY CONVERSION AND MANAGEMENT*. vol. 103. pp. 321–337
7. Guanggul, Fiseha M., . Sulaiman, Shaharin A., Ramli, Anita., 2012. “Gasifier Selection, Design and Gasification of Oil Palm Fronds with Preheated and Unheated Gasifying Air”. Bioresource Technology. 126 (2012) 224-232
8. Guanggul, Fiseha M., . Sulaiman, Shaharin A., Ramli, Anita., 2014. “Study of The Effects of Operating Factors On The Resulting Producer Gas of Oil Palm Fronds Gasification with A Single Throat Downdraft Gasifier”. Renewable Energy. 72 (2014) 271-283
9. Indarto. 2016. Karakterisasi Unjuk Kerja Mesin Diesel Generator Set Sistem Dual Fuel Solar dan Biogas dengan Penambahan Fan Udara sebagai Penyuplai Udara. Tesis. Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.

10. K. Jaojaruek, S. Jarunghammachote, M. K. B. Gratio, H. Wongsuwan, and S. Homhual, 2011. Experimental study of wood downdraft gasification for an improved producer gas quality through an innovative two-stage air and premixed air/gas supply approach. *Bioresource Technology*. vol. 102, no. 7. pp. 4834–4840
11. Martinez, J. D., Lora, E. E. S., Andrade, R. V., & Jaén, R. L. (2011), “Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor”, *Biomass and Bioenergy*, 35(8), 3465-3480.
12. Molino, Antonio., Chianese, Simeone., Musmarra, Dino., 2015. “Biomass Gasification Technology: The State of The Art Overview”. *Journal of Energy Chemistry*. 25 (2016) 10–25
13. Moni, Mohamad Nazmi Z., Sulaiman, Shaharin A., 2014. “Preliminary Study of Oil Palm Frond Briquette as Biomass Fuel for Gasification”. Trans Tech Publications, Switzerland. pp 480-485
14. Nyakuma, Bemgba., Ahmad, Arshad., Johari, Anwar., Abdullah, Tuan., Oladokun, Olagoke., Alkali, Habib., 2016. “Gasification of Oil Palm Empty Fruit Bunches (OPEFB) Briquettes for Bio-Syngas Production”. Departement of Chemical Engineering Universiti Teknologi Malaysia, Malaysia.
15. Reed, Thomas B., Das, A. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System*. Colo: Solar Technical Information Programm, Solar Energy Research Institute.
16. Sudarmanta, Bambang., Murtadji, Daniar., Wulansari, Dita., 2009. “Karakterisasi Biomassa Sekam Padi Menggunakan Reaktor Downdraft dengan Dua Tingkat Laluan Udara”. Tugas Akhir. Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.
17. Tuakia, F. 2008. “*Dasar-Dasar CFD Menggunakan Fluent*”. Bandung (ID): Bandung Informatika.
18. V. Belgiorno, G. De Feo, C. Della Rocca, and R. M. A. Napoli, 2003. Energy from gasification of solid wastes. vol. 23. pp. 1–15.
19. Wijianto, Agus., Sudarmanta, Bambang., 2013. “Karakterisasi Gasifikasi Downdraft Berbahan Baku Cangkang Kelapa Sawit dengan Variasi *Gasifying Agent*”. Tugas Akhir. Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.

20. W. Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, 2013. Aspen plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed. *Materials and Process for Energy*. pp. 212–220.
21. Ximenes, A., 2018. Studi Eksperimental Pengaruh Air Ratio Pirolisis, Oksidasi dan Reduksi Pada Gasifikasi *Multi-stage*. Tesis. Jurusan Teknik Mesin ITS, Surabaya.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN

A. Alat-alat yang digunakan untuk eksperimen:



Blower



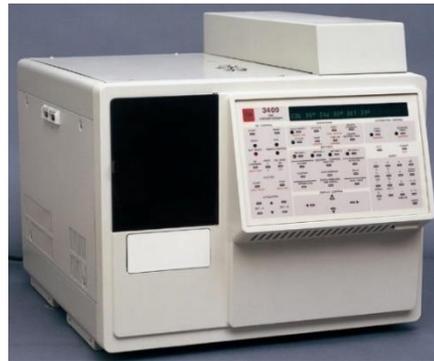
Induced fan



Ceramic wool



Relay dan Thermocontrol



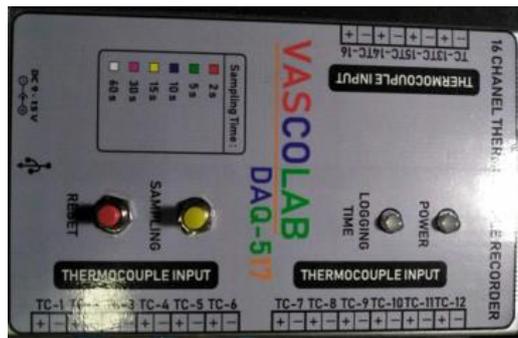
Gas Chromathography-MS



Thermocouple Tipe K



Manometer Digital



Data Logger



Laptop

B. Perhitungan Air Fuel Ratio (AFR):

Rumus kimia didapatkan dari mengubah persentase massa menjadi mol/mol karbon.

Elemen	%wt		mol/gram		mol/mol C
C	50,34	: 12	4,195	: 4,195	1
H	4,91	: 1	4,906	: 4,195	1,17
N	0,13	: 14	0,009	: 4,195	0,002
S	0,06	: 32	0,002	: 4,195	0,000466
O	38,83	: 16	2,427	: 4,195	0,579
Ash	5,73			: 4,195	1,36 g/mol C

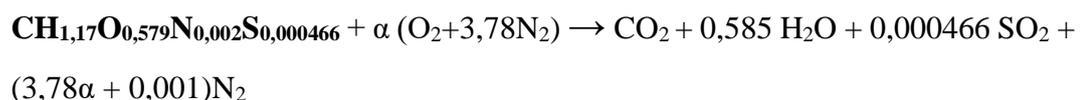
Rumus kimia yang dapat digunakan untuk menggambarkan MSW adalah:



Rumus berat bahan bakar, atau, seperti yang ditulis di sini, massa per mol karbon, termasuk abu, adalah:

$$M_f = \frac{100}{4,195} \frac{\text{g}}{\text{mol C}} = 23,84 \frac{\text{g}}{\text{mol C}}$$

Reaksi stoikiometri pembakaran dari MSW adalah:



Dimana

$$\alpha = 1 + (1,17/4) + 0,000466 - (0,579/2) = 1,0035$$

$$AFR_{stoi} = \frac{m_{udara}}{m_{fuel}} = \frac{1,0035 (32+3,78 \times 28) \frac{g}{mol C}}{23,84 \frac{g}{mol C}} = 5,8$$

$$Equivalence\ ratio\ (ER) = \frac{AFR_{aktual}}{AFR_{stoi}}$$

$$AFR_{aktual} = AFR_{stoi} \cdot ER$$

$$AFR_{aktual} = 5,8 \times 0,4$$

$$AFR_{aktual} = 2,32$$

C. Kestimbangan Massa:

T (udara)	Massa masuk					Massa keluar		
	laju alir massa pelet MSW (kg/jam)	laju alir massa udara (kg/jam)				laju alir massa ash (kg/jam)	laju alir massa char (kg/jam)	laju alir massa syngas (kg/jam)
		Pirolisis	Oksidasi	Reduksi	Total			
80	5.47	1.27	10.15	1.27	12.69	0.20	0.09	14.18
110	5.48	1.27	10.15	1.27	12.69	0.22	0.08	14.31
150	5.48	1.27	10.15	1.27	12.69	0.23	0.06	14.44
180	5.49	1.27	10.15	1.27	12.69	0.23	0.04	14.59
210	5.50	1.27	10.15	1.27	12.69	0.25	0.03	14.79

D. Kestimbangan Energi:

Temperatur udara (°C)	Energi Masuk			Energi Keluar	
	Energi MSW (kW)	Energi Udara (kW)	Energi Syngas (kW)	Energi Char (kW)	Energi Loss dari Dinding (kW)
80	23.855	1.254	17.401	0.350	0.278
110	23.855	1.364	17.686	0.311	0.319
150	23.888	1.513	18.090	0.233	0.373
180	23.932	1.627	18.467	0.155	0.446
210	23.975	1.745	18.991	0.117	0.468

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BIOGRAFI PENULIS



Depi Rustam Ependi, lahir di Tasikmalaya pada tanggal 28 Januari 1993. Putra kedua dari pasangan ayahanda Enar Sunardi dan ibunda Siti Saodah. Setelah menempuh pendidikan formal di SDN 2 Puteran Tasikmalaya, MTs Darussalam Ciamis dan SMA Negeri 5 Tasikmalaya, penulis melanjutkan melanjutkan studi Diploma 3 (D3) Jurusan Teknik Konversi Energi di Politeknik Negeri Bandung (POLBAN) dan lulus tahun 2014. Kemudian kuliah Lintas Jalur Sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya dengan mengambil Departemen Teknik Mesin, Bidang Studi Teknik Konversi Energi. Setelah itu, penulis melanjutkan ke jenjang Pascasarjana di ITS pada tahun 2017.

Email penulis: depirustam@gmail.com