

TUGAS AKHIR - TF234801

**STUDI PENGARUH VARIABEL PROSES GASIFIKASI DENGAN SAMPAH
MAKANAN DI ITS MENGGUNAKAN *CIRCULATING FLUIDIZED BED*
*GASIFIER***

FELICIA NAULY SIHALOHO

NRP. 5009211053

Dosen Pembimbing

Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T.

NIP 197612232005011001

Dr. Bramantyo Airlangga S.T.

NIP 199311292024061005

Program Studi S1 Teknik Fisika

Departemen Teknik Fisika

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025



TUGAS AKHIR - TF 234801

**STUDI PENGARUH VARIABEL PROSES GASIFIKASI
DENGAN SAMPAH MAKANAN DI ITS MENGGUNAKAN
*CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER***

**FELICIA NAULY SIHALOHO
NRP 5009211053**

Dosen Pembimbing

Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T.

NIP 197612232005011001

Dr. Bramantyo Airlangga S.T.

NIP 199311292024061005

Program Studi S1 Teknik Fisika

Departemen Teknik Fisika

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 234801

**STUDY OF THE EFFECT OF GASIFICATION PROCESS
VARIABLES USING FOOD WASTE IN ITS WITH
CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER**

**FELICIA NAULY SIHALOHO
NRP 5009211053**

Advisor

Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T.

NIP 197612232005011001

Dr. Bramantyo Airlangga S.T.

NIP 199311292024061005

Study Program Bachelor of Engineering Physics

Department of Engineering Physics

Faculty of Industrial Technology and System Engineering

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

STUDI PENGARUH VARIABEL PROSES GASIFIKASI DENGAN SAMPAH MAKANAN DI ITS MENGGUNAKAN CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER

TUGAS AKHIR

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada
Program Studi Sarjana Teknik Fisika Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh: **Felicia Naully Sihaloho**

NRP. 5009211053

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | | |
|---|---------------|---|
| 1. Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T | Pembimbing I |  |
| 2. Dr. Bramantyo Airlangga, S.T. | Pembimbing II |  |
| 3. Prof. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D. | Penguji |  |
| 4. Dr. Erna Septyaningrum, S.T., M.T. | Penguji |  |
| 5. Iwan Cony Setiadi, S.T., M.T. | Penguji |  |
| 6. Hery Ariesta B, S.T., M.T. | Penguji |  |

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Fisika FT-IRS ITS



Prof. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 197711272002121002

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN ORISINALITAS
STATEMENT OF ORIGINALITY

Yang bertanda tangan di bawah ini

The undersigned below

Nama Mahasiswa / NRP : Felicia Naully Sihaloho / 5009211053

Student Full Name / Student ID

Program Studi : S1 Teknik Fisika

Study Programme

dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Studi Pengaruh Variabel Proses Gasifikasi dengan Sampah Makanan di ITS Menggunakan Circulating Fluidized Bed Gasifier” adalah hasil karya saya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah. Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

hereby declare that the Final Project with the title of “STUDY OF THE EFFECT OF GASIFICATION PROCESS VARIABLES USING FOOD WASTE IN ITS WITH CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER” is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 25 Juli 2025

Mahasiswa,



Felicia Naully Sihaloho

NRP. 5009211053

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN KODE ETIK PENGGUNAAN AI GENERATIF
CODE OF CONDUCT STATEMENT: GENERATIVE AI OR AI-ASSISTED USAGE

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

I, the undersigned

Nama Mahasiswa / NRP : Felicia Naully Sihaloho / 5009211053

Full Name / Student ID

Program Studi : S-1 Teknik Fisika

Study Programme

Judul Tugas Akhir : Studi Pengaruh Variabel Proses Gasifikasi dengan Sampah Makanan di ITS Menggunakan Circulating Fluidized Bed Gasifier

Final Project Title

dengan ini menyatakan bahwa pada Tugas Akhir dengan judul di atas tersebut:

hereby declare that in the Final Project with the above title:

| No. | Pernyataan <i>Statement</i> | (√) |
|-----|---|-----|
| 1 | Saya tidak menggunakan AI generatif sama sekali <i>I did not use generative AI at all</i> | |
| 2 | Saya hanya menggunakan AI generatif sebagai alat bantu untuk memperbaiki tata bahasa. AI generatif tidak digunakan untuk membuat isi Tugas Akhir. <i>I only used generative AI as a tool to improve the readability or language of the text in my Final Project. It was not used to generate a complete text of my work.</i> | √ |
| 3 | Saya telah memeriksa dan/atau memperbaiki seluruh bagian dari Tugas Akhir saya yang dibantu oleh AI generatif agar sesuai dengan baku mutu penulisan karya ilmiah. <i>I have reviewed and refined all aspects of my work that generative AI assists with, ensuring it adheres to the standards of academic writing.</i> | √ |
| 4 | Saya tidak menggunakan AI generatif untuk pembuatan data primer, grafik dan/atau tabel pada Tugas Akhir saya. <i>I did not use generative AI to generate primary data, figures, and/or tables in my work.</i> | √ |
| 5 | Saya telah memberikan atribusi/pengakuan terhadap alat AI yang digunakan, secara rinci pada suatu bagian pada lampiran. <i>I have acknowledged the use of generative AI in any part of the work in the specific appendix page.</i> | |
| 6 | Saya memastikan tidak ada plagiarisme, termasuk hal yang berasal dari penggunaan AI generatif. <i>I have ensured that there is no plagiarism issue in the work, including any parts generated by AI.</i> | √ |

Surabaya, 25 Juli 2025

Mahasiswa,



Felicia Naully Sihaloho
NRP. 5009211053

Halaman ini sengaja dikosongkan

STUDI PENGARUH VARIABEL PROSES GASIFIKASI DENGAN SAMPAH MAKANAN DI ITS MENGGUNAKAN CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER

Nama Mahasiswa / NRP : Felicia Naully Sihaloho
Departemen : Teknik Fisika FTIRS – ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T
Dr. Bramantyo Airlangga S.T.

Abstrak

Penelitian ini mensimulasikan proses gasifikasi biomassa sampah sisa makanan menggunakan *circulating fluidized bed gasifier* dengan perangkat lunak Aspen Plus untuk menganalisis pengaruh temperatur dan *equivalence ratio* (ER) terhadap komposisi *syngas* dan *Lower Heating Value* (LHV). Data *ultimate* dan *proximate analysis* sampah makanan dari kantin pusat ITS digunakan sebagai input, menunjukkan kadar air 43,52% dan abu 26.68%. Desain PFD diverifikasi dengan membandingkan hasil simulasi dengan jurnal referensi. Modifikasi dilakukan dengan mengganti *gasifying agent* dari steam ke udara dan menambahkan unit *cooler* pada aliran *syngas* untuk efisiensi energi. Hasil simulasi menunjukkan bahwa peningkatan temperatur meningkatkan produksi CO dan H₂, Hal ini mempercepat reaksi endotermik seperti Boudouard dan *steam reforming* dan *water gas*. Sementara CH₄ dan CO₂ menurun. Sebaliknya, peningkatan ER menyebabkan peningkatan CO₂ dan penurunan CO, CH₄, serta H₂. Dikarenakan reaksi dominan ke arah oksidasi, menandakan pasokan oksigen berlebih. LHV yang cukup baik ditemukan pada ER rendah dan suhu tinggi, menunjukkan konversi biomassa yang optimal. Sementara itu, rasio H₂/CO menunjukkan penurunan seiring kenaikan suhu. Analisis rasio H₂/CO bervariasi dengan suhu dan ER, di mana pada suhu rendah hingga menengah ER 0.40 menghasilkan rasio tertinggi, dan pada suhu tinggi ER 0.15 menjadi optimal.

Kata Kunci: Gasifikasi, *Food waste*, *Circulating Fluidized Bed*, *Equivalence Ratio*,
Temperatur

Halaman ini sengaja dikosongkan

STUDY OF THE EFFECT OF GASIFICATION PROCESS VARIABLES USING FOOD WASTE IN ITS WITH CIRCULATING FLUIDIZED BED GASIFIER

Student Name /NRP : Felicia Naully Sihaloho / 5009211053
Department : Engineering Physics FTIRS – ITS
Advisor : Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T
Dr. Bramantyo Airlangga S.T.

ABSTRACT

This research simulates the biomass gasification process of food waste using a circulating fluidized bed gasifier with Aspen Plus software to analyze the effect of temperature and equivalence ratio (ER) on the composition of *syngas* and its Lower Heating Value (LHV). The ultimate and proximate analysis data of food waste from the ITS campus cafeteria were used as input, showing a moisture content of 43.52% and ash content of 26.68%. The process flow diagram (PFD) was verified by comparing simulation results with data from reference journals. A modification was made by changing the gasifying agent from steam to air and adding a cooler in the *syngas* stream to improve energy efficiency. The simulation results showed that increasing the temperature increases CO and H₂ production, which accelerates endothermic reactions such as Boudouard, steam reforming, and water gas reactions. Meanwhile, CH₄ and CO₂ decreased. Conversely, increasing the ER caused a rise in CO₂ and a reduction in CO, CH₄, and H₂. This is because higher ER shifts the dominant reaction toward oxidation, indicating excess oxygen supply. A sufficiently high LHV was found at low ER and high temperature, indicating optimal biomass gas conversion. Meanwhile, the H₂/CO ratio showed a decreasing trend with increasing temperature. The H₂/CO ratio varied with temperature and ER, where at low to medium temperatures and an ER of 0.40, the highest ratio was obtained, while at high temperatures and ER 0.15, the ratio became optimal.

Keywords: *Gasification, Food Waste, Circulating Fluidized Bed, Equivalence Ratio, Temperature.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

PRAKATA

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan karunia-Nya, sehingga skripsi berjudul "Studi Pengaruh Variabel Proses Gasifikasi dengan Sampah Makanan di ITS Menggunakan Circulating Fluidized Bed Gasifier " ini dapat terselesaikan dengan baik. Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Sarjana Teknik Fisika, Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya. Semoga skripsi ini dapat memberikan kontribusi positif bagi pengembangan ilmu pengetahuan dan teknologi. Melalui tulisan ini, saya ingin menyampaikan rasa syukur dan rasa terima kasih yang tidak terhingga kepada:

1. Keluarga saya, Papa, Mama, Eci, dan Biel selalu memberikan dukungan dan doa terbaik sepanjang waktu penulis berkuliah hingga pengerjaan tugas akhir.
2. Dr. Ridho Hantoro S.T., M.T dan Dr. Bramantyo Airlangga S.T. yang telah membimbing penulis dengan baik dan memberi dukungan selama pengerjaan tugas akhir.
3. Dr. Imam Abadi S.T., M.T selaku dosen wali yang telah memberikan saran dan masukan dalam studi saya selama di Departemen Teknik Fisika FTIRS-ITS.
4. Dr. Erna Septyaningrum S.T., M.Sc. sebagai Kepala Laboratorium Rekayasa Energi dan Pengondisian Lingkungan yang telah memberikan fasilitas selama proses tugas akhir.
5. Rafi Andromeda dan Syifa Asivina, rekan serta teman cerita penulis selama pengerjaan Tugas Akhir.
6. James Philip, Gek Widya, Adhitya Valentino, Satria Rafif, Harry, Defani, Muti, dan teman teman penulis lainnya, rekan seperjuangan yang luar biasa dan telah menemani pengerjaan Tugas Akhir.
7. Teman-teman Tenaz Farkas F56, teman seperjuangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS, saling memberikan dukungan, bantuan, dan wadah bertukar pikiran selama proses penyelesaian tugas akhir.

Serta pihak-pihak lain yang tidak dapat disebutkan satu-persatu. Semoga laporan tugas akhir ini dapat dipergunakan dengan sebaik-baiknya dan dapat diambil manfaatnya oleh semua.

Surabaya, 25 Juli 2025

Penulis

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

| | |
|---|------|
| HALAMAN JUDUL..... | i |
| LEMBAR PENGESAHAN..... | v |
| PERNYATAAN ORISINALITAS | vii |
| PERNYATAAN KODE ETIK PENGGUNAAN AI GENERATIF..... | ix |
| Abstrak | xi |
| ABSTRACT | xiii |
| DAFTAR ISI | xvii |
| DAFTAR GAMBAR..... | xix |
| DAFTAR TABEL | xxi |
| BAB I..... | 1 |
| PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang..... | 1 |
| 1.2 Rumusan Masalah..... | 3 |
| 1.3 Tujuan | 3 |
| 1.4 Batasan Masalah | 4 |
| 1.5 Manfaat | 4 |
| BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI | 5 |
| 2.1 Biomassa..... | 5 |
| 2.2 Gasifikasi | 6 |
| 2.3 <i>Circulating Fluidized Bed</i> | 9 |
| 2.4 Parameter Operasi Gasifikasi..... | 10 |
| BAB III METODE PENELITIAN | 15 |
| 3.1 Diagram Alir Penelitian | 15 |
| 3.2 Studi Literatur | 16 |
| 3.3 Pengumpulan Data..... | 16 |
| 3.4 Desain PFD | 16 |
| 3.5 Simulasi Penelitian | 21 |
| 3.6 Pengambilan Data | 26 |
| 3.7 Analisis Data..... | 26 |
| BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN..... | 27 |
| 4.1 Karakteristik Biomassa | 27 |
| 4.2 Analisis Pengaruh Temperatur terhadap Komposisi <i>Syngas</i> dan LHV | 28 |
| 4.3 Analisis Pengaruh <i>Equivalence ratio</i> terhadap Komposisi <i>Syngas</i> | 32 |

| | | |
|---------------------------------|--|----|
| 4.4 | Analisis Pengaruh LHV..... | 37 |
| 4.5 | Analisis Pengaruh H ₂ /CO | 40 |
| 4.6 | Keseimbangan Massa dan Energi | 42 |
| 4.7 | Diskusi..... | 47 |
| BAB V KESIMPULAN DAN SARAN..... | | 51 |
| 5.1 | Kesimpulan..... | 51 |
| 5.2 | Saran..... | 51 |
| DAFTAR PUSTAKA | | 53 |
| LAMPIRAN A..... | | 57 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|----|
| Gambar 3. 1 Flowchart Penelitian | 15 |
| Gambar 3. 2 Input komponen pada Aspen Plus | 22 |
| Gambar 3. 3 <i>Property methods</i> masing masing komponen..... | 23 |
| Gambar 3. 4 <i>Property methods</i> masing komponen biomassa | 23 |
| Gambar 3. 5 <i>Property methods</i> komponen <i>ash</i> | 24 |
| Gambar 3. 6 Keterangan HCOALGEN | 24 |
| Gambar 3. 7 Keterangan DCOALIGT | 24 |
| Gambar 3. 8 <i>Setup simulation</i> | 25 |
| Gambar 4. 2 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.15 | 28 |
| Gambar 4. 3 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.2 | 28 |
| Gambar 4. 4 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.25 | 29 |
| Gambar 4. 5 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.30 | 29 |
| Gambar 4. 6 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.35 | 29 |
| Gambar 4. 7 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.40 | 30 |
| Gambar 4. 8 Pengaruh ER pada suhu 500 °C..... | 33 |
| Gambar 4. 9 Pengaruh ER pada suhu 600 °C..... | 34 |
| Gambar 4. 10 Pengaruh ER pada suhu 700 °C..... | 34 |
| Gambar 4. 11 Pengaruh ER pada suhu 800 °C..... | 34 |
| Gambar 4. 12 Pengaruh ER pada suhu 900 °C..... | 35 |
| Gambar 4. 13 Pengaruh ER pada suhu 1000 °C..... | 35 |
| Gambar 4. 14 Pengaruh ER pada suhu 1100 °C..... | 35 |
| Gambar 4. 15 Pengaruh ER dan temperature terhadap LHV (1)..... | 38 |
| Gambar 4. 16 Pengaruh ER dan temperatur terhadap LHV (2) | 38 |
| Gambar 4. 17 Pengaruh ER dan temperature terhadap H ₂ /CO (1)..... | 40 |
| Gambar 4. 18 Pengaruh ER dan temperature terhadap H ₂ /CO (2)..... | 41 |
| Gambar 4. 19 Diagram Kesetimbangan Massa | 44 |
| Gambar 4. 20 Sankey Diagram Kesetimbangan Massa (kg/hr) | 44 |
| Gambar 4. 21 Diagram Kesetimbangan Energi..... | 45 |
| Gambar 4. 22 Sankey Diagram Kesetimbangan Energi (gcal/hr) | 46 |

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 2. 1 Hasil <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate Analysis</i> untuk <i>mixed food waste</i> (Opatokun et al., 2015)..... | 6 |
| Tabel 2. 2 Reaksi umum pada fase reduksi (Chutichai et al., 2015)(Fatema et al., 2022) | 8 |
| Tabel 3. 1 <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate</i> Biomassa Japan Cedar | 17 |
| Tabel 3. 2 <i>Setup</i> pada verifikasi desain PFD | 18 |
| Tabel 3. 3 Perbandingan hasil volume <i>syngas</i> simulasi dengan jurnal referensi..... | 18 |
| Tabel 3. 4 Variasi Parameter Operasi | 25 |
| Tabel 4. 1 <i>Proximate Ultimate Analysis</i> | 27 |
| Tabel 4. 2 <i>Air Flow Rate</i> pada masing masing ER..... | 33 |
| Tabel 4. 3 Kesenjangan Massa B-DECOMP (kg/hr) | 42 |
| Tabel 4. 4 Kesenjangan Massa B-GIBBS1 (kg/hr) | 43 |
| Tabel 4. 5 Kesenjangan Massa B-GIBBS2 (kg/hr) | 43 |
| Tabel 4. 6 Kesenjangan Massa ASHSEP (kg/hr) | 43 |
| Tabel 4. 7 Kesenjangan Massa CYCLONE (kg/hr) | 43 |
| Tabel 4. 8 Kesenjangan Massa CSEP (kg/hr)..... | 43 |
| Tabel 4. 9 Kesenjangan Massa ASH-C (kg/hr) | 43 |
| Tabel 4. 10 Kesenjangan Massa COOLER (kg/hr) | 43 |

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR SIMBOL

| | |
|-----------------------------|---|
| AFR | Air to Fuel Ratio |
| C | Karbon |
| CFB | Circulating Fluidized Bed |
| CH ₄ | Metana |
| CO | Karbon monoksida |
| CO ₂ | Karbon dioksida |
| EBT | Energi Baru Terbarukan |
| ER | Equivalence Ratio |
| FC | Fixed Carbon |
| H | Hidrogen |
| H ₂ | Hidrogen |
| H ₂ O | Air |
| ICE | Internal Combustion Engine |
| HHV | Higher Heating Value |
| LHV | Lower Heating Value |
| LHV _i | Nilai kalor bawah gas terbakar (kJ/m ³) |
| \dot{m} | Laju aliran massa |
| MSW | Municipal Solid Waste |
| MW _{air} | Molecular weight air |
| MW _{biomassa} | Molecular weight biomass |
| N | Nitrogen |
| NC | Non Conventional Properties |
| N ₂ | Nitrogen |
| O | Oksigen |
| O ₂ | Oksigen |
| P | Tekanan |
| PFD | Process Flow Diagram |
| Q | Laju perpindahan panas (kJ) |
| R | Konstanta gas ideal (8.314 J/mol·K) |
| R _{Yield} | Reactor Yield |
| R _{Gibbs} | Reactor Gibbs |
| S | Sulfur |
| T | Temperature |
| VM | Volatile Matter |
| WGS | Water Gas Shifting Reaction |
| Y _i | Konsentrasi gas yang terbakar (%) |
| Y _{CH₄} | Konsentrasi metana |
| Y _{CO} | Konsentrasi karbon monoksida |
| Y _{H₂} | Konsentrasi hidrogen |
| α | Fraksi mol C biomassa |
| β | Fraksi mol H biomassa |
| γ | Fraksi mol O biomassa |

ρ_{Gas} Massa jenis *syngas* (kg/m³)
 ρ_{igas} Nilai massa jenis gas dalam senyawa *syngas*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dengan menurunnya total produksi energi *primer*, terutama dari sumber fosil dan meningkatnya permintaan energi, Indonesia perlu mencari alternatif. Produksi energi fosil, terutama minyak bumi, terus menurun, sementara ada komitmen global untuk mengurangi emisi gas rumah kaca. Hal ini mendorong pentingnya peran energi baru dan terbarukan (EBT) untuk menjaga ketahanan energi di masa depan. Selama 10 tahun terakhir, produksi minyak dan gas (migas) nasional mengalami penurunan rata-rata sekitar 2% per tahun. Misalnya, pada tahun 2019, produksi migas mencapai 2,024 ribu barel per hari (MBPD), turun 120 MBPD dibandingkan tahun sebelumnya. (Setyono and Kiono, 2021). Walau produksinya menurun, tetapi permintaan masih cukup tinggi dikarenakan ketergantungan energi primer terutama untuk kebutuhan kendaraan dan juga listrik. Untuk memenuhi permintaan energi primer, perlu adanya perencanaan dalam pengelolaan energi berkelanjutan untuk dijadikan energi alternatif. Salah satu diantaranya adalah energi baru terbarukan (EBT).

Indonesia serius dalam mengembangkan EBT (Energi Baru Terbarukan). Hal ini tercermin dalam kebijakan nasional, seperti Peraturan Pemerintah No. 79 Tahun 2014 yang menargetkan penggunaan EBT sebesar 23% pada tahun 2025 dan 31% pada tahun 2050. Namun, hingga tahun 2020, realisasi penggunaan EBT baru mencapai 11,31%. (Khairuna et al., 2024). Pengertian energi baru adalah bentuk energi yang dihasilkan oleh teknologi baru baik yang berasal dari energi terbarukan maupun energi tidak terbarukan. Pengertian tersebut menyatakan secara jelas bahwa energi baru dihasilkan dari teknologi baru sehingga energi tersebut belum banyak dikonsumsi secara publik. ("Peraturan Presiden," 2006). Salah satu contoh energi terbarukan adalah biomassa. Biomassa adalah energi terbarukan dari bahan baku organik yang salah satu caranya yakni dimampatkan (dipadatkan). (Ditekindhan and Ditjen Pothan Kemhan, 2024). Potensi produksi biomassa di Indonesia mencapai 146,7 juta ton per tahun. Total potensi energi biomassa menjadi energi listrik di Indonesia yaitu sebesar 31,69 GW. (Adistia et al., 2020). Selain itu berdasarkan data komposisi sampah tahun 2023 oleh Kementerian Lingkungan dan Kehutanan, sampah sisa makanan merupakan jenis sampah terbanyak di Indonesia yaitu 39.87% dari jenis jenis sampah keseluruhan. Hal ini dapat dimanfaatkan sebagai potensi energi alternatif dari biomassa sampah sisa makanan.

Untuk menjadikan biomassa sebagai energi alternatif seperti energi listrik, bahan bakar, dan lain lain dapat menggunakan proses termokimia. Konversi termokimiawi merupakan teknologi yang memerlukan perlakuan termal untuk memicu terjadinya reaksi kimia dalam menghasilkan bahan bakar. Konversi termokimiawi antara lain pembakaran langsung, pirolisis, dan gasifikasi. (Arhamsyah, 2010). Pembakaran biomassa langsung dinilai menghasilkan efisiensi yang rendah dalam pemanfaatan energi sehingga tidak dapat bersaing dengan bahan bakar fosil. Gasifikasi biomassa dinilai menawarkan efisiensi energi yang jauh lebih tinggi. Selain itu, kelebihan gasifikasi adalah gas lebih mudah dinyalakan dan menimbulkan emisi lebih sedikit. (Arhamsyah, 2010). Ketiga proses ini mengubah biomassa padat menjadi bentuk energi yang lebih mudah dimanfaatkan. Gas yang dihasilkan ini dikenal sebagai *syngas* yang kaya akan komponen mudah terbakar seperti hidrogen (H₂), karbon monoksida (CO), dan metana (CH₄). Beberapa biomassa perlu dikeringkan terlebih dahulu agar lebih praktis dalam penggunaan. Proses gasifikasi yang khas meliputi pengeringan, dekomposisi termal atau pirolisis, pembakaran dan *char gasification*. (“Candidate : Ke Sun Title : Optimization of biomass gasification reactor using Aspen Plus,” 2014)

Proses gasifikasi dibagi menjadi 2 berdasarkan jenis *gasifier*-nya. Jenis gasifiernya diantara lain *fixed bed gasifier* dan *fluidized bed gasifier*. *Fixed bed gasifier* dibagi menjadi 2 yakni *up draft* dan *down draft*. Pada *up draft gasifier*, udara mengalir dari bawah ke atas. Biomassa dibakar di bagian bawah dan gas yang dihasilkan bergerak ke atas melewati biomassa yang belum terbakar. Pada *down draft gasifier*, udara mengalir dari atas ke bawah. Biomassa dibakar di bagian atas dan gas yang dihasilkan bergerak turun melewati biomassa yang sedang terbakar. (Laurence and Ashenafi, 2012). *Fluidized-bed* memiliki karakteristik desain dan operasi yang lebih kompleks, serta membutuhkan biaya yang lebih karena pengurangan ukuran partikel biomassa, tetapi *fluidized-bed gasifier* memiliki keunggulan dibanding *fixed-bed gasifier* yakni distribusi suhu yang lebih seragam dengan pencampuran antara material dasar (*bed-material*) dengan material biomassa yang berperan seperti fluida. Hal ini sangat penting untuk menghindari gangguan dalam pengoperasian *gasifier*. (De Lasa et al., 2011). Indikator kinerja gasifikasi dapat dilihat dari komposisi produk gas, reduksi tar, dan konversi karbon. Kinerja tersebut dipengaruhi oleh parameter yakni temperatur, tekanan, biomassa atau bahan gasifikasi, rasio kesetaraan atau *equivalence ratio* (ER), dan waktu operasi. Selain parameter operasi tersebut, ada juga berbagai teknologi yang digunakan untuk treatment atau pembersihan *syngas* tergantung pada kebutuhan *engine* yang nanti akan diteruskan. *Treatment* pembersihan atau purifikasi *syngas* ini berguna untuk *particulate removal* dan *tar removal*. Terdapat banyak

metode yang dapat digunakan diantaranya yakni menggunakan *cyclone separator*, filter, atau *precipitator* untuk *dry gas*. Sedangkan untuk *wet gas* lebih umum menggunakan scrubbers seperti *venturi scrubber*, *wash tower*, *cyclone*, *spray scrubbers*, dll. Purifikasi *syngas* ini juga bermanfaat untuk efek pendinginan karena adanya pertukaran panas antara *syngas* dengan cairan *scrubber*. (Laurence and Ashenafi, 2012)

Berdasarkan latar belakang di atas, maka perlu dilakukan studi dalam pengoptimalan proses gasifikasi dengan sampah makanan. Penelitian ini akan melakukan studi simulasi gasifikasi biomassa sampah sisa makanan menggunakan *circulating fluidized bed* dengan menganalisis pengaruh variasi temperatur, *equivalence ratio*, dan penambahan beberapa unit *syngas treatment* terhadap komposisi *syngas*. Studi ini perlu dilakukan dalam bentuk simulasi gasifikasi menggunakan aplikasi ASPEN Plus. Langkah ini perlu dilakukan agar dapat memberi gambaran rinci tentang bagaimana potensi pemanfaatan *syngas* untuk energi listrik. Analisis penambahan *syngas treatment* perlu dilakukan untuk mengetahui seberapa efisien dan berapa besar reduksi pengurangan tar dan perubahan hasil komposisi *syngas*.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, maka rumusan masalah dari penelitian ini sebagai berikut:

- a. Bagaimana pengaruh variabel proses (*temperature* dan *equivalence ratio* (ER)) terhadap komposisi *syngas* pada proses gasifikasi sisa makanan menggunakan reaktor *circulating fluidized bed*?
- b. Bagaimana pengaruh *temperature* dan *equivalence ratio* (ER) terhadap LHV *Syngas* serta rasio H_2/CO dalam pemanfaatannya untuk *Internal Combustion Engine*?

1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah diatas, maka tujuan dari penelitian ini adalah:

- a. Mengetahui pengaruh variable proses (*temperature* dan *equivalence ratio* (ER)) terhadap komposisi *syngas* dan hasil LHV (*Low Heating Value*) pada proses gasifikasi sisa makanan menggunakan reaktor *circulating fluidized bed*
- b. Mengetahui pengaruh *temperature* dan *equivalence ratio* (ER) terhadap LHV *Syngas* serta rasio H_2/CO dalam pemanfaatannya untuk *Internal Combustion Engine*.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah sesuatu yang harus diberikan pada riset yang diambil untuk menghilangkan generalisasi asumsi. Misalkan ruang lingkup *plant*, tipe alat, dsb. Batasan masalah dapat dituliskan dalam poin-poin, sebagai berikut:

- a. Penelitian dilakukan dengan *reactor gasifier* tipe *circulating fluidized bed*
- b. Simulasi yang dilakukan menggunakan aplikasi ASPEN
- c. Penelitian dilakukan dengan variasi parameter operasi yaitu *temperature* gasifikasi, *equivalence ratio* (ER), komposisi biomassa dan *syngas treatment*
- d. Komposisi biomassa sampah sisa makanan didapat dari hasil uji lab
- e. Simulasi dilakukan menggunakan nilai parameter dari referensi penelitian terdahulu

1.5 Manfaat

Penelitian tugas akhir ini memberikan kontribusi dalam pengembangan teknologi pemanfaatan sampah makanan sebagai sumber energi alternatif melalui proses gasifikasi. Dengan menggunakan reaktor *Circulating Fluidized Bed* (CFB) dan simulasi ASPEN Plus, penelitian ini memberikan gambaran menyeluruh mengenai pengaruh temperatur dan *equivalence ratio* terhadap kualitas *syngas* yang dihasilkan, termasuk nilai kalor (LHV) dan rasio H₂/CO. Hasil penelitian ini dapat menjadi landasan bagi penelitian lanjutan yang mengembangkan model gasifikasi lainnya, validasi eksperimental, atau integrasi dengan teknologi EBT lainnya. Penelitian ini memberi peluang efisiensi energi melalui konversi limbah organik menjadi bahan bakar gas untuk sektor industri yang nantinya dapat dimanfaatkan untuk pembangkitan listrik atau bahan bakar mesin pembakaran. Bagi masyarakat, penelitian ini dapat membantu mengurangi volume sampah organik di perkotaan dan menyediakan sumber energi alternatif berkelanjutan

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Biomassa

Biomassa merupakan sumber energi terbarukan yang berasal dari bahan organik, seperti tanaman, limbah pertanian, dan sisa makanan. Dalam sistem pemanfaatan biomassa, tentu membutuhkan komposisi bahan bakar serta kandungan energinya. Terdapat dua jenis komposisi yang sebagian besar digunakan yakni *ultimate composition* dan *proximate composition*. *Ultimate composition* adalah alat utama untuk memprediksi komposisi gas dan batasan suhu melalui keseimbangan massa dan energi dalam proses gasifikasi. Data yang ada biasanya dalam basis C-H-O atau C-H-O-N. Karena kandungan nitrogen dalam sebagian besar bahan bakar berada di bawah 3%, maka terkadang diberikan dalam basis N dan terkadang tidak. *Proximate composition* memberikan komposisi biomassa dalam hal komponen kotor seperti *moisture* (M), *volatile matter* (VM), abu (ASH), dan *fixed carbon* (FC). (Kaupp and Goss, 2011). *Volatile content* adalah komponen yang mudah menguap yang dapat dikondensasi dan tidak dapat dikondensasi yang dilepaskan saat bahan bakar dipanaskan. *Moisture content* adalah kadar kelembapan sebuah biomassa. *Ash content* adalah kadar abu dalam sebuah biomassa. Abu adalah residu padat anorganik yang tersisa setelah bahan bakar benar-benar terbakar. (Basu, 2013)

Pada penelitian ini menggunakan biomassa yaitu *food waste* atau sampah sisa makanan. Sampah makanan mengandung berbagai macam komponen seperti asam amino, karbohidrat, lipid (lemak), fosfat, vitamin, dan berbagai komponen lain yang mengandung karbon, yang menjadikannya sumber yang menjanjikan untuk produksi bahan bakar dan bahan kimia.(Elkhalifa et al., 2019). Sampah sisa makanan merupakan biomassa yang baik untuk gasifikasi karena mengandung 80% komponen yang mudah menguap (*volatile matter*) bersama dengan *fixed carbon*, kelembapan, dan abu. Selain kandungan *volatile matter* dan *moisture*, kandungan abu dalam feedstock juga perlu dipertimbangkan, karena dapat sangat memengaruhi kinetika reaksi antara arang (*char*) dan medium gasifikasi (Murugesan et al., 2022). Sampah sisa makanan juga perlu melalui tahap *pre-treatment*. Berdasarkan penelitian terdahulu yang pernah dilakukan, *pretreatment* yang dilakukan dapat berupa sub-sampling atau pemilahan yang mana food waste dipilah secara manual berdasarkan kategori yang diinginkan. Selanjutnya, bisa juga dilakukan proses pengeringan dan pengecilan ukuran (*drying* dan *shredding*) untuk mengurangi kadar air dan memperbaiki karakteristik bahan baku. Ada pun

proses pretreatment seperti pencampuran dengan komponen inert (Rabetanetiariimana et al., 2022). Pengurangan kadar air cukup diperlukan untuk sampah sisa makanan karena kadar air yang tinggi dapat menurunkan efisiensi proses gasifikasi dengan meningkatkan kebutuhan energi untuk menguapkan air.

Dalam penggunaannya, sampah sisa makanan memiliki kekurangan dan kelebihan. Kelebihannya adalah penggunaan sampah sisa makanan untuk gasifikasi atau produksi bahan kimia membutuhkan biaya yang cukup rendah, tersedianya bahan baku dalam jumlah yang signifikan, kandungan hidrogen dalam *food waste* memiliki potensi yang baik untuk menghasilkan gas hidrogen karena kandungan organiknya yang tinggi, namun kandungan ini bergantung pada komposisi awal bahan (Murugesan et al., 2022). Kekurangannya adalah tingkat kelembaban yang pasti tinggi, pemisahan atau sorting sampah sisa makanan dari *municipal solid waste* (MSW) karena pastinya kadang ada campuran plastik, kualitas makanan yang dibutuhkan untuk proses (bisa jadi sudah rusak atau tidak cocok), sehingga kekurangannya lebih mengarah ke *pretreatmentnya*. tetapi di sisi lain kandungan hidrogen dalam *food waste* memiliki potensi yang baik untuk menghasilkan gas hidrogen karena kandungan organiknya yang tinggi, namun kandungan ini bergantung pada komposisi awal bahan dan proses *pretreatment* yang dilakukan. (Elkhalifa et al., 2019)

Pada Tabel 2.1 di bawah merupakan contoh hasil *proximate* dan *ultimate* untuk biomassa *food waste* dari referensi terdahulu.

Tabel 2. 1 Hasil *Proximate* dan *Ultimate Analysis* untuk *mixed food waste* (Opatokun et al., 2015)

| <i>Moisture Content</i> | <i>Proximate Analysis (%)</i> | | | <i>Ultimate Analysis (%)</i> | | | |
|-------------------------|-------------------------------|------|------|------------------------------|------|------|------|
| | VM | FC | Ash | C | H | N | O |
| 66.2 | 96.8 | 1.83 | 1.42 | 58.6 | 8.71 | 5.10 | 27.7 |

2.2 Gasifikasi

Gasifikasi merupakan proses konversi termokimia biomassa menjadi *syngas* melalui proses oksidasi parsial dengan media gasifikasi seperti udara, oksigen, atau *steam*. Dalam *fluidized bed gasifier*, proses gasifikasi *food waste* terjadi dalam empat tahapan utama yang saling berkaitan dan terjadi secara simultan di berbagai zona dalam reaktor. (“Candidate : Ke Sun Title : Optimization of biomass gasification reactor using Aspen Plus,” 2014)

2.2.1 Pengerinan (Drying)

Proses *drying* atau pengerinan merupakan tahap awal dalam gasifikasi dimana terjadi penguapan *moisture content* dari *food waste* (Kumar et al., 2009). Pada tahap ini, kadar air biomassa berkurang. Biasanya, kadar air biomassa berkisar antara 30% hingga 60% pada biomassa sebelum *drying* (Basu, 2013). Pengerinan terjadi sekitar 100 °C – 200 °C dengan pengurangan kadar air biomassa sebesar <5% dan menyebabkan uap air (*moisture*) di dalam *feedstock* menguap sehingga terjadi pengerinan (Puig-Arnavat et al., 2010). Pengerinan tahap terakhir juga dapat terjadi di dalam *gasifier*, setelah biomassa masuk ke dalam *gasifier*. Kandungan air dalam *food waste* yang umumnya tinggi akan diuapkan melalui kontak dengan zona panas di dalam reaktor dan proses transfer panas dari *bed material*. (Basu, 2013)

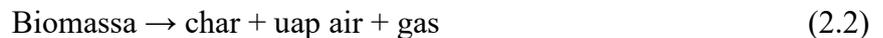
$$\text{Biomassa} = \text{H}_2\text{O} + \text{Biomassa kering} \quad (2.1)$$

Menurut (Golden et al., 1988), biomassa dapat dianggap sebagai sumber udara dan arang atau char (C). Formula umum untuk rata-rata biomassa dapat dinyatakan sebagai

$$\text{C}_{1,4} \text{O}_{0,6}$$

2.2.2 Pirolisis

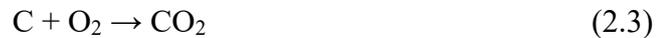
Pirolisis adalah dekomposisi termal (devolatilisasi) dari biomassa kering tanpa adanya oksigen pada suhu antara 150-700 °C yang melepaskan komponen volatil dan residu yang mengandung abu dan char. (Suhendi et al., 2017). Dalam pirolisis, biomassa dipecah menjadi volatil, hidrokarbon, dan char. Produk pirolisis umumnya terdiri dari tiga jenis, yaitu *syngas* (H₂, CO, CO₂, H₂O, dan CH₄), tar, dan char. (“Candidate : Ke Sun Title : Optimization of biomass gasification reactor using Aspen Plus,” 2014). Secara umum reaksi yang terjadi pada pirolisis beserta produknya adalah



2.2.3 Pembakaran (Oksidasi)

Dalam tahap oksidasi pada proses gasifikasi, terjadi beberapa reaksi pembakaran yang melepaskan panas (eksotermik). Panas ini sangat penting karena digunakan untuk menopang reaksi-reaksi endotermik (reaksi yang menyerap panas), seperti pada tahap setelahnya yaitu reduksi (Ferreira et al., 2020). Char, tar, gas hasil tahap pirolisis kemudian akan teroksidasi oleh oksigen. Berbagai reaksi kimia oksidasi terjadi dalam skenario gasifikasi. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan untuk proses

pengeringan dan reaksi endoterm. Reaksi yang terjadi seperti reaksi antara arang dan oksigen, membentuk karbon dioksida. Hidrogen dalam biomassa dioksidasi untuk menghasilkan air. Reaksi yang terjadi pada proses pembakaran adalah sebagai berikut :



Reaksi pembakaran lain yang berlangsung adalah oksidasi hidrogen yang terkandung dalam bahan bakar. (Suhendi et al., 2017). Reaksi yang terjadi adalah :



Proses gasifikasi bersifat endotermik membuat panas yang dibutuhkan yang diperoleh dengan dua cara yang memungkinkan. Ketika panas yang dibutuhkan dihasilkan di luar reaktor, gasifikasi disebut *allothermal* (atau tidak langsung). Ketika panas dihasilkan di dalam reaktor karena reaksi eksotermik, gasifikasi disebut *autothermal* (atau langsung) (Ferreira et al., 2020)

2.2.4 Char Gasification (Reduksi)

Reduksi melibatkan suatu rangkaian reaksi endotermik yang menggunakan panas yang diproduksi dari reaksi pembakaran. Produk yang dihasilkan pada proses ini seperti H₂, CO, dan CH₄. Dalam reaksi *steam reforming reaction*, dan *water-gas shift reaction*, senyawa C, CO dan CH₄ digunakan untuk menghasilkan lebih banyak H₂ dan CO₂. (Kumar et al., 2009). Dalam pengertian lain, reduksi adalah reaksi gasifikasi arang dengan produk pembakaran, yaitu H₂ dan CO₂. Memang, reaksi reduksi terjadi tanpa adanya oksigen. Reaksi reduksi meliputi: reaksi Boudouard, reaksi *water-gas*, reaksi *water-gas shifting*, reaksi *steam-methane reforming*, dan reaksi *methanation*. (Rabetanetiarianana et al., 2022). Berikut ini merupakan reaksi yang umum terlibat pada gasifikasi

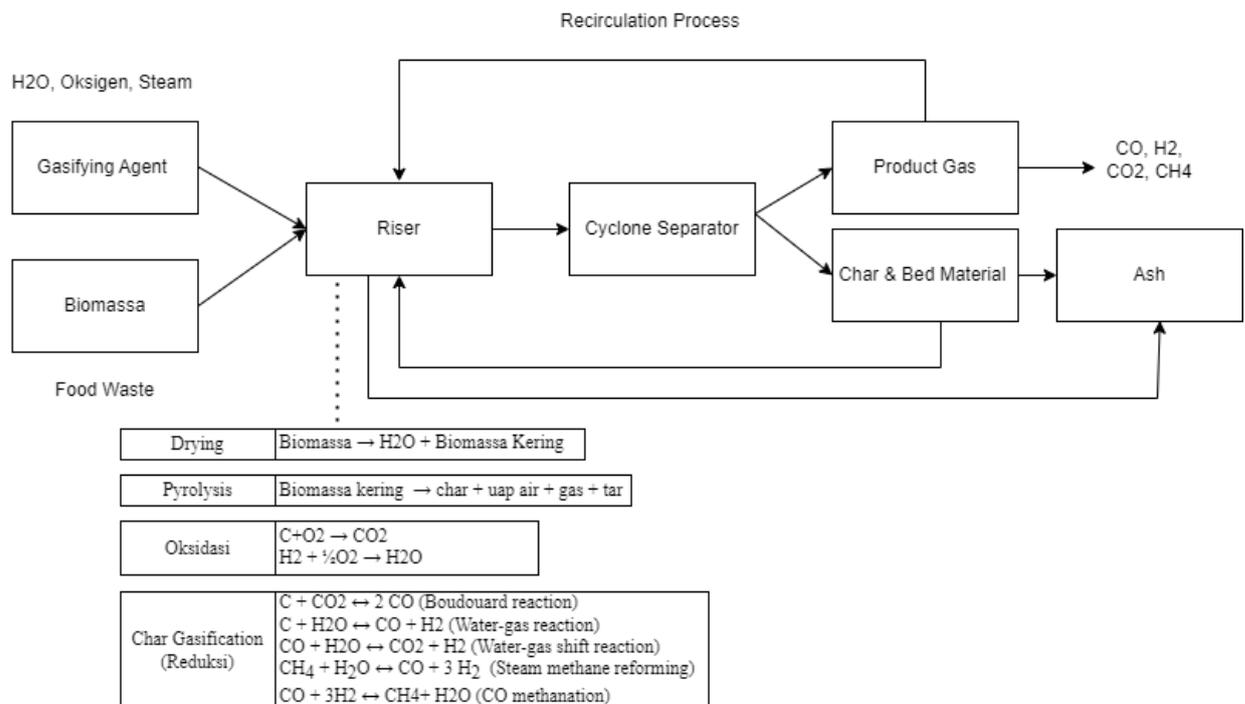
Tabel 2. 2 Reaksi umum pada fase reduksi (Chutichai et al., 2015)(Fatema et al., 2022)

| Nama Reaksi | Persamaan Kimia | Energi | No. Reaksi |
|--------------------------------|---|--------------|------------|
| <i>Boudard</i> | $C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$ | +172 kJ/mol | (2.5) |
| <i>Water-gas</i> | $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ | +131 kJ/mol | (2.6) |
| <i>Water-gas shifting</i> | $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ | -41 kJ/mol | (2.7) |
| <i>Steam methane reforming</i> | $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$ | +206 kJ/mol | (2.8) |
| <i>Methanation</i> | $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$ | -74.9 kJ/mol | (2.9) |

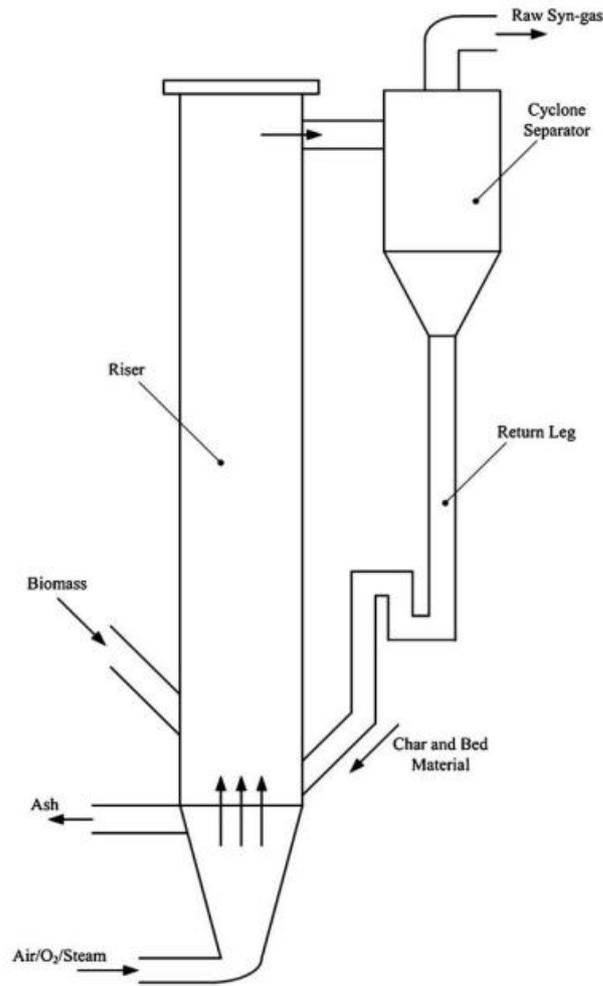
2.3 Circulating Fluidized Bed

Fluidized bed bekerja dengan mencampurkan material dasar (*bed material*) dan biomassa, sehingga campuran tersebut bergerak seperti cairan karena aliran udara atau gas. (Laurence and Ashenafi, 2012). *Fluidized bed* terkenal karena pencampuran dan keseragaman suhunya yang sangat baik. Desain unggul terfluidisasi telah terbukti sangat menguntungkan untuk gasifikasi biomassa. (Laurence and Ashenafi, 2012). Salah satu jenis *fluidized bed* adalah *circulating fluidized bed*.

Pembakaran atau gasifikasi yang terjadi dalam *Circulating Fluidized Bed* menggunakan prinsip fluidisasi dimana partikel bahan bakar dan *bed material* disirkulasikan secara kontinu antara reaktor utama (*riser*) dan *cyclone separator*. CFB memiliki daya tarik khusus untuk gasifikasi biomassa karena *residence time* yang lama yang diberikannya. Ini sangat cocok untuk bahan bakar dengan volatil tinggi seperti *food waste*. Suhu operasi CFB sekitar 800 °C – 1000 °C. Bahan dasar diedarkan antara *reaction vessel* dan *cyclone*, di mana abu dihilangkan dan bahan dasar dan arang dikembalikan ke *reaction vessel*. Panas dari *gasifier* melewati siklon, yang memisahkan sebagian besar partikel padat, kemudian *loopseal* mengembalikan partikel ke bagian bawah *gasifier*. (De Lasa et al., 2011)



Gambar 2. 1 Skema Operasi dalam *Circulating Fluidized Bed*



Gambar 2. 2 *Circulating Fluidized Bed* (Chutichai et al., 2015)

2.4 Parameter Operasi Gasifikasi

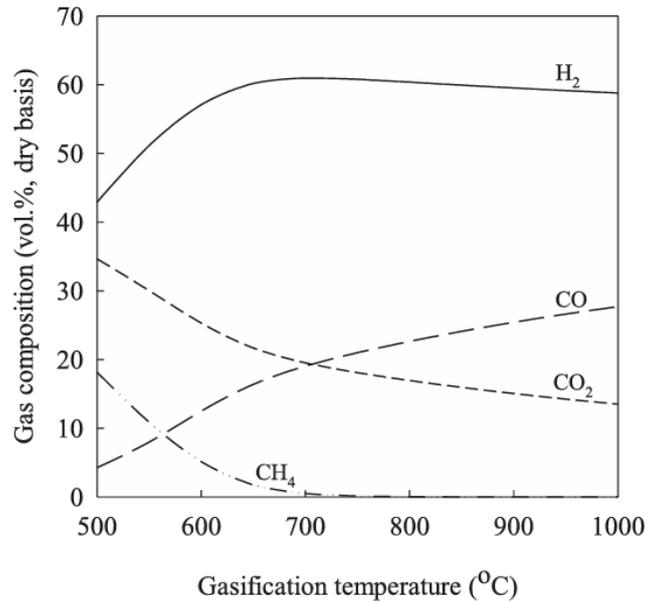
Proses gasifikasi biomassa melibatkan berbagai parameter operasi yang penting dalam menentukan kualitas *syngas* yang dihasilkan dan proses secara keseluruhan. Subbab ini akan membahas rinci beberapa parameter operasi utama yang memengaruhi proses gasifikasi, termasuk dampaknya terhadap reaksi kimia hingga distribusi syngas,

2.4.1 Temperatur

Temperatur dalam gasifikasi merupakan parameter operasi kritis yang mengendalikan laju reaksi kimia, distribusi produk, dan efisiensi konversi biomassa menjadi *syngas*. Reaksi endotermik dan eksotermik dalam gasifikasi sangat dipengaruhi temperatur. Parameter ini mempengaruhi seluruh tahapan proses gasifikasi mulai dari pengeringan, pirolisis, oksidasi, hingga reduksi, yang pada akhirnya menentukan kualitas dan komposisi *syngas* yang dihasilkan. Dalam tahap pengeringan (*drying*), temperature yang tinggi berguna untuk menghilangkan *moisture content*. Semakin

tinggi temperatur, maka semakin cepat proses *drying*. Pada tahap pirolisis, distribusi hasil/produk sangat bergantung pada temperatur proses dimana peningkatan temperatur cenderung dominan membentuk arang atau C (*solid*) pada suhu rendah dan membentuk gas pada suhu tinggi (Elkhalifa et al., 2019). Pirolisis adalah proses dekomposisi termal dimana molekul-molekul besar biomassa (selulosa, hemiselulosa, dan lignin) dipecah menjadi molekul-molekul yang lebih kecil tanpa kehadiran oksigen. Suhu menengah dan tinggi menghasilkan produk seimbang dan cenderung dominan gas. Sehingga dapat disimpulkan bahwa temperatur yang tinggi, membuat pemanasan yang cepat, sehingga lebih banyak gas yang dihasilkan. Semakin tinggi temperatur yang digunakan pada proses gasifikasi, produksi CO dan H₂ pun akan meningkat, tetapi untuk produksi CH₄ akan menurun. Komposisi CH₄ mengalami penurunan karena pada proses pembentukan CH₄ hanya terjadi pada reaksi *methanation*, yang mana merupakan reaksi eksotermis (Lv et al., 2004).

Pada Gambar 2.3 di bawah ini, dapat dilihat hubungan temperatur terhadap komposisi *syngas* dari penelitian terdahulu oleh (Chutichai et al., 2015). Kandungan H₂ dan CO terlihat signifikan meningkat seiring dengan kenaikan suhu *gasifier*. Sementara kandungan CO₂ dan CH₄ menurun seiring dengan penurunan suhu *gasifier*. Kandungan H₂ meningkat secara signifikan seiring dengan kenaikan temperatur *gasifier*, mencapai puncaknya pada 60% H₂ di sekitar suhu 700 °C sebelum relatif konstan. Selain itu, kandungan CO jelas menurun, sedangkan kandungan CO₂ dan CH₄ menurun dengan kenaikan suhu. Komposisi gas dari biomassa dalam *gasifier* dihasilkan oleh interaksi antar reaksi seperti pada Tabel 2.1. Reaksi utama adalah reaksi Boudouard dan reaksi pergeseran air-gas (*water-gas shift*). Temperatur yang lebih tinggi mendukung reaktan dalam reaksi eksotermik, sedangkan temperatur yang rendah mendukung produk dalam reaksi endotermik. Oleh karena itu, ketika temperatur *gasifier* meningkat, reaksi boudouard, reaksi *water gas*, dan reaksi *steam methane reforming* memiliki efek yang lebih kuat, meningkatkan kandungan H₂ dan CO serta menurunkan kandungan CO₂ dan CH₄ (Chutichai et al., 2015). Hal ini menunjukkan bahwa pengaturan temperatur merupakan salah satu parameter kunci dalam proses optimasi gasifikasi biomassa. Peningkatan temperatur berpengaruh terhadap kestabilan termal dan laju reaksi dalam reaktor, yang pada akhirnya mempengaruhi efisiensi konversi energi secara keseluruhan.



Gambar 2. 3 Hubungan temperatur terhadap komposisi *syngas* (Chutichai et al., 2015)

2.4.2 *Equivalence ratio (ER)*

Rasio uap/biomassa memiliki efek penting pada komposisi gas produk. Rasio kesetaraan / *equivalence ratio* (ER) adalah parameter kunci yang mempertimbangkan rasio udara/biomassa aktual dibagi dengan rasio udara/biomassa stoikiometrik yang dibutuhkan untuk pembakaran sempurna. *Equivalence ratio* sangat mempengaruhi *syngas*. Menurut penelitian terdahulu, dapat diamati bahwa kandungan H₂, CO, dan CH₄ menurun drastis seiring peningkatan ER, sedangkan kandungan CO₂ meningkat. Hal ini mungkin disebabkan oleh fakta bahwa gas yang mudah terbakar dibakar, CO dan CH₄ bereaksi dengan O₂ membentuk CO₂, dan lebih banyak arang dan hidrokarbon membentuk CO₂ secara langsung dengan udara yang berlebihan yang disuplai. Akibatnya, hasil gas meningkat. Karena hasil CO₂ meningkat pesat dan kandungan O₂ juga meningkat pada CO, H₂, CH₄, dll. gas yang mudah terbakar berkurang. Sementara itu, N₂ dalam produk gas meningkat langsung seiring dengan ER yang meningkat. Meskipun hasil total produk gas meningkat, LHV menurun. (Chen et al., 2008). Dengan meningkatkan ER juga memiliki efek menguntungkan dalam mengurangi pembentukan tar. Fenomena ini lebih signifikan jika bersamaan dengan suhu yang lebih tinggi. Di sisi lain, peningkatan rasio uap/biomassa diperkirakan akan menghasilkan fraksi hidrogen yang lebih tinggi sebagai akibat dari reaksi *water-gas shifting*. (Ferreira et al., 2020) Pembakaran sempurna terjadi pada ER = 1, sedangkan oksidasi parsial berlangsung ketika ER < 1.

$$ER = \frac{(\dot{m}_{air}/\dot{m}_{fuel})_{aktual}}{(\dot{m}_{air}/\dot{m}_{fuel})_{stoich}} = \frac{AFR_{aktual}}{AFR_{stoich}} \quad (2.10)$$

$$AFR = \frac{\text{massa udara}}{\text{massa biomassa}}$$

Keterangan :

ER = *Equivalence ratio*

$(\dot{m}_{air}/\dot{m}_{fuel})_{aktual}$ = Perbandingan laju massa udara dengan laju massa bahan bakar pada kondisi aktual

$(\dot{m}_{air}/\dot{m}_{fuel})_{stoich}$ = Perbandingan laju massa udara dengan laju massa bahan bakar pada kondisi pembakaran sempurna

MW_{air} = *Molecular weight air*

$MW_{biomassa}$ = *Molecular weight biomass*

2.4.3 Lower Heating Value

Low Heating Value (LHV), juga dikenal sebagai nilai kalor bersih yang didefinisikan sebagai jumlah panas yang dilepaskan dengan membakar sepenuhnya pada jumlah tertentu dengan asumsi bahwa air yang dihasilkan selama proses pembakaran sepenuhnya tetap dalam fase uap (gas). Berikut adalah rumus umum menghitung LHV :

$$LHV_{Gas} = \sum_{i=0}^n (Y_i \cdot LHV_i) \quad (2.11)$$

Keterangan:

Y_i = konsentrasi gas yang terbakar (%)

LHV_i = nilai kalor bawah gas terbakar ($\frac{kJ}{Nm^3}$)

Dari persamaan di atas, maka dapat ditulis juga sebagai berikut

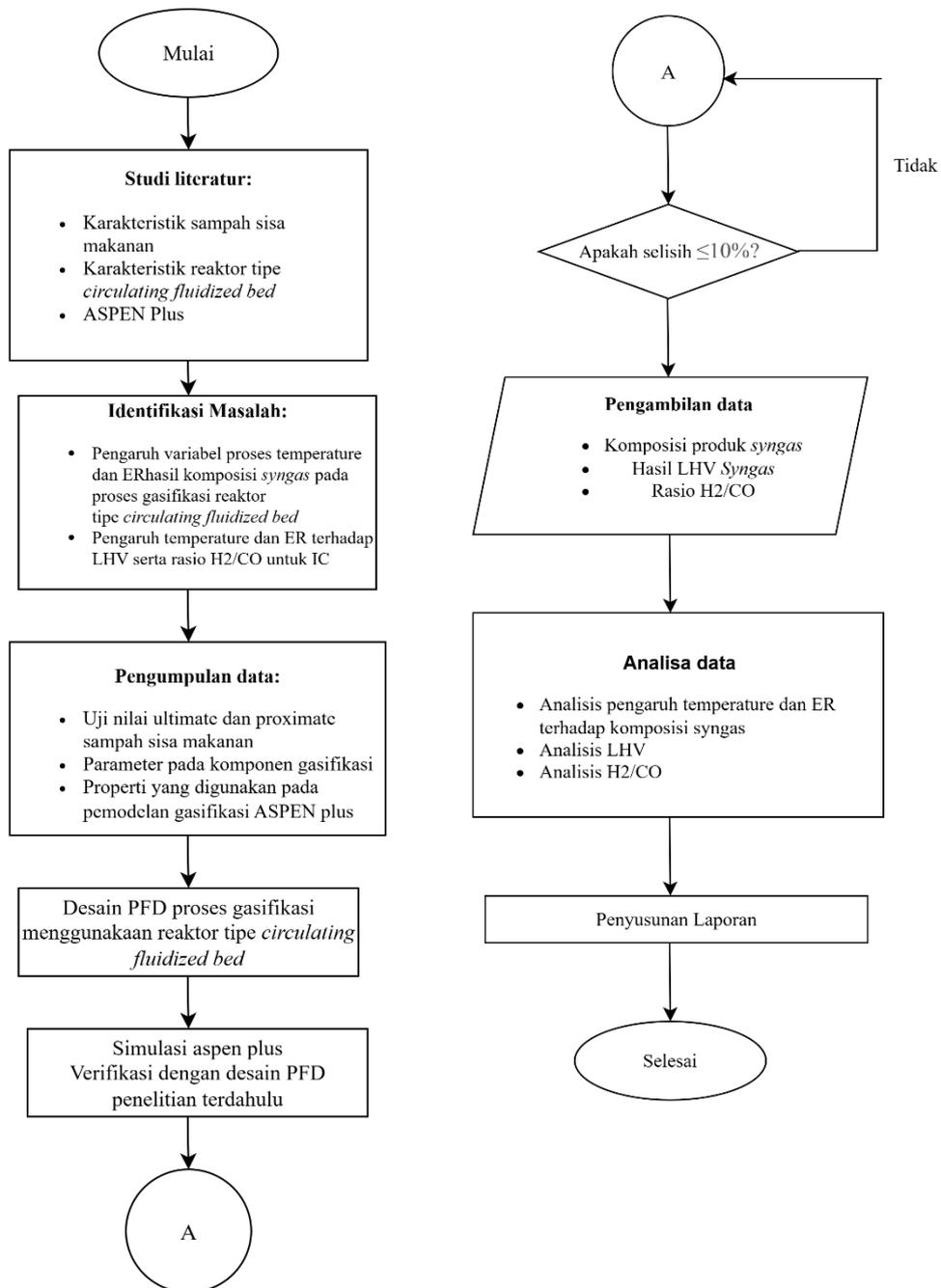
$$LHV_{syngas} = Y_{CO} \cdot LHV_{CO} + Y_{H_2} \cdot LHV_{H_2} + Y_{CH_4} \cdot LHV_{CH_4} \quad (2.12)$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODE PENELITIAN

3.1 Diagram Alir Penelitian

Bab III menjelaskan metode yang digunakan pada penelitian tugas akhir, yang menjelaskan tahapan-tahapan pelaksanaan penelitian. Gambar 3.1 ini merupakan *flowchart* penelitian ini.



Gambar 3. 1 Flowchart Penelitian

3.2 Studi Literatur

Penelitian dimulai dengan melakukan studi literatur untuk mendalami konsep-konsep yang berkaitan dengan dan relevan terhadap proses termokimia gasifikasi, biomassa sampah sisa makanan, pengaruh parameter seperti suhu operasi dan rasio ekuivalen (ER), serta pengaruh *recirculating syngas treatment* dalam proses gasifikasi termokimia untuk biomassa sampah sisa makanan. Studi literatur ini dilakukan dengan mengkaji berbagai referensi dari buku dan jurnal ilmiah, Pendalaman konsep terkait topik-topik ini sangat penting untuk memahami fenomena yang mempengaruhi parameter-parameter yang nantinya akan disimulasikan dan hasil simulasinya dianalisis dengan baik.

3.3 Pengumpulan Data

Data yang digunakan berasal dari penelitian tentang gasifikasi biomassa sampah sisa makanan dengan menggunakan gasifier tipe *circulating fluidized bed*. Data yang diperlukan untuk penelitian ini meliputi analisis *ultimate* dan *proximate* dari biomassa sampah sisa makanan. Sample sampah sisa makanan diambil dari kantin pusat ITS dengan massa 700 gram yang nantinya akan diserahkan ke laboratorium untuk pengujian *ultimate* dan *proximate*. Data *proximate* dan *ultimate* tersebut yang nantinya akan dipakai untuk *properties* dalam simulasi ASPEN Plus. Selain itu, data PFD (*Process Flow Diagram*) untuk *gasifier* tipe *circulating fluidized bed*, serta properti material yang digunakan untuk simulasi gasifikasi berbagai jenis biomassa sampah sisa makanan juga menjadi bagian dari data yang diperlukan.

3.4 Desain PFD

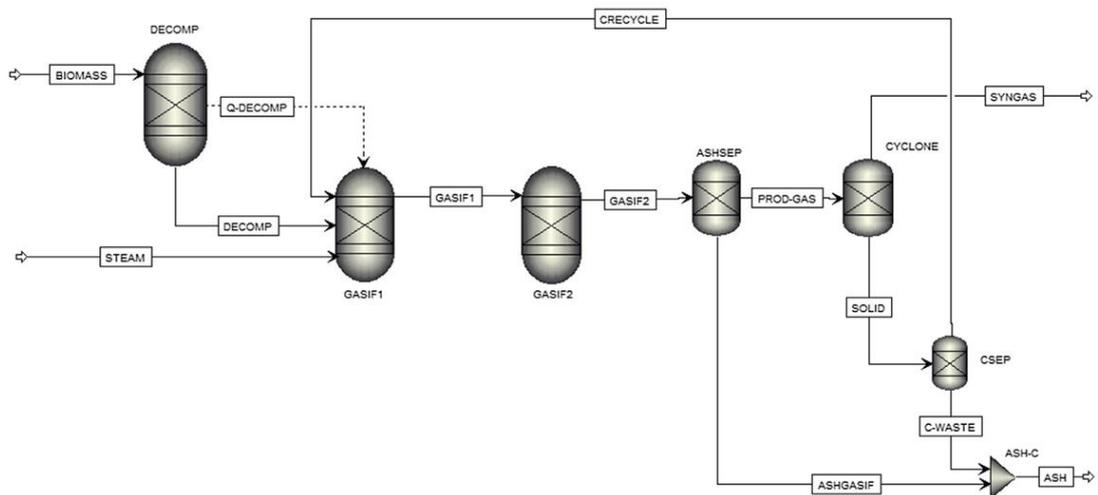
Bagian ini menjelaskan tentang desain *Process Flow Diagram* (PFD) yang dibuat berdasarkan data hasil eksperimen dan pengumpulan data dari penelitian sebelumnya. Data tersebut digunakan sebagai dasar dalam merancang proses termokimia gasifikasi pada *gasifier* jenis *circulating fluidized bed*. Desain PFD ini dikembangkan menggunakan perangkat lunak simulasi teknik, yaitu Aspen Plus, yang berfungsi untuk memodelkan reaktor dan mengoptimalkan berbagai parameter proses. Dengan demikian, rancangan PFD ini memberikan gambaran yang lebih komprehensif mengenai operasi *gasifier*, sehingga dapat digunakan sebagai acuan untuk pengembangan proses gasifikasi yang lebih efisien dan efektif.

3.4.1 Verifikasi Desain PFD

Verifikasi desain *Process Flow Diagram* (PFD) dilakukan dengan membandingkan hasil simulasi terhadap data eksperimental yang diperoleh dari

penelitian sebelumnya. Verifikasi ini dilakukan untuk memastikan bahwa hasil simulasi mendekati nilai batas dengan selisih maksimal 10%. Jika selisih melebihi batas tersebut maka diperlukan penyesuaian-penyesuaian lebih lanjut pada model simulasi atau *set-up* sesuai dengan desain PFD yang digunakan. Penyesuaian yang dapat dilakukan seperti penyesuaian parameter operasi pada berbagai titik dalam sistem, peninjauan kembali reaksi-reaksi kimia yang dimasukkan dalam model *reactor*, evaluasi ulang asumsi-asumsi yang digunakan dalam pemodelan. Tahap Verifikasi ini penting untuk memastikan bahwa model simulasi dapat diandalkan untuk analisis lebih lanjut dan optimasi proses. Setelah model terverifikasi dengan baik, simulasi dapat digunakan untuk proses pengambilan data *syngas*.

Penelitian Bhawasut Chutichai menggunakan model *gasifier circulating fluidized bed* dengan variasi *temperature*, *steam-to-biomass ratio*, *steam temperature*, dan *equivalence ratio* (ER). Selain itu, biomassa yang digunakan adalah *japan cedar*. Berikut adalah PFD, *proximate* dan *ultimate analysis japan cedar*, beserta dengan *setup* yang digunakan dalam verifikasi PFD untuk dimasukkan ke Aspen Plus. PFD dan *setup* di bawah ini akan digunakan untuk acuan verifikasi dalam penelitian tugas akhir ini..



Gambar 3. 2 PFD tipe *circulating fluidized bed* (Chutichai et al., 2015)

Tabel 3. 1 *Proximate* dan *Ultimate* Biomassa Japan Cedar

| Bahan baku | Analisis <i>Proximate</i> (wt%) | | | | Analisis <i>Ultimate</i> (wt%) | | | | | |
|-------------|---------------------------------|------|------|----------|--------------------------------|---|-----|-----|------|------|
| | VM | FC | ASH | Moisture | C | H | N | S | O | Ash |
| Japan cedar | 52.8 | 33.7 | 13.5 | 5 | 39.2 | 5 | 1.9 | 1.5 | 52.4 | 13.5 |

Tabel 3. 2 *Setup* pada verifikasi desain PFD

| <i>Properties</i> | <i>Setup</i> |
|----------------------------|-----------------------|
| <i>Biomass temperature</i> | 25 C |
| <i>Biomass flow rate</i> | 100 kg/hr |
| <i>Steam temperature</i> | 400 C |
| <i>Steam flow rate</i> | 0.9 gm/min |
| <i>RYield temperature</i> | 400 C |
| <i>RYield pressure</i> | 1 bar |
| <i>RGibbs temperature</i> | 500 C – 1100 C |
| <i>Method Properties</i> | PENG-ROB |
| <i>NC Properties</i> | HCOALGEN dan DCOALIGT |

Pada PFD Gambar 4.1, blok DECOMP merepresentasikan proses devolatilisasi yang merupakan proses dekomposisi termal untuk biomassa. Dalam proses ini, biomassa dikonversi dari material *volatile* dan padatan, seperti H₂, N₂, O₂, C, S, dan ASH. Blok DECOMP menggunakan RYield dalam Aspen Plus untuk menentukan komponen yang akan didevolatilisasi menjadi berbagai produk untuk dilanjutkan ke tahap oksidasi dan reduksi. GASIF1 merepresentasikan oksidasi dan GASIF2 merepresentasikan reduksi. Selain itu, fungsi GASIF2 adalah sebagai blok untuk melakukan penyesuaian temperatur operasi. GASIF1 dan GASIF2 menggunakan blok RGibbs. Selanjutnya diproses melalui berbagai *separator* yang merepresentasikan *syngas treatment*. Kandungan yang tidak diperlukan keluar melalui *stream* ASH dan kandungan yang diperlukan keluar melalui *stream* SYNGAS.

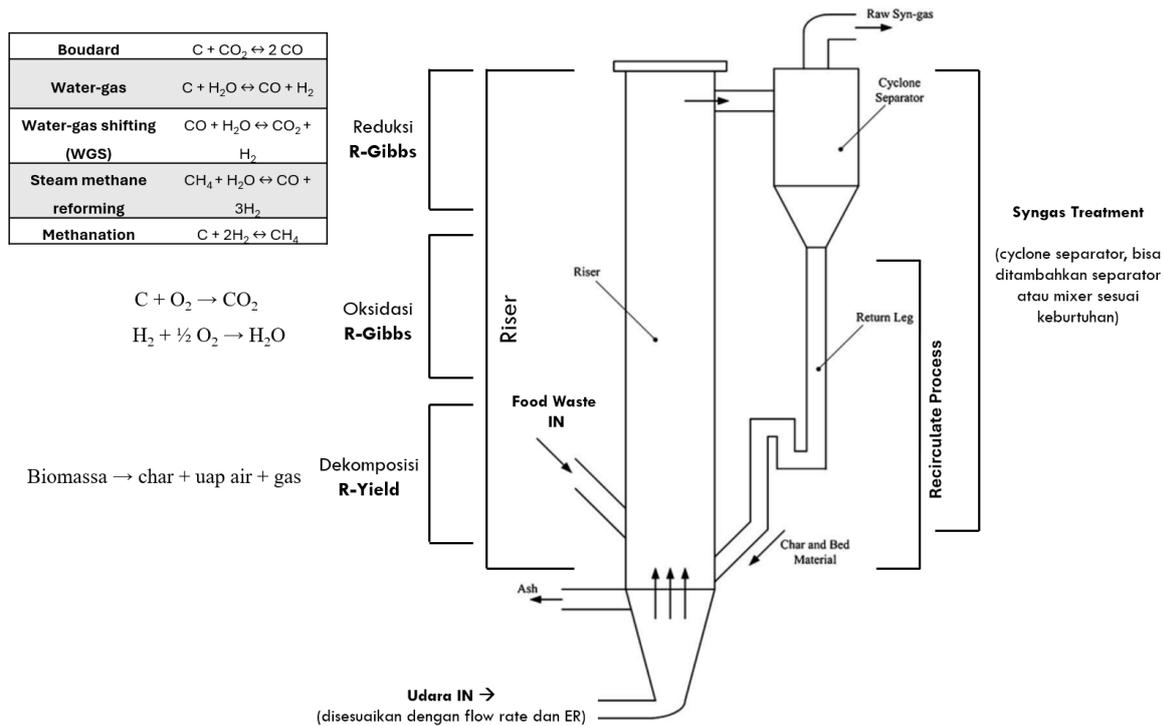
Dari hasil verifikasi yang dilakukan dengan jurnal Bhawasut Chutichai selisihnya kurang dari 10%, sehingga desain PFD dan set up simulasi dapat digunakan untuk penelitian ini. Berikut adalah hasil perbandingan komposisi *syngas* antara jurnal referensi dengan simulasi yang dilakukan sesuai dengan *set-up* pada Tabel 4.3.

Tabel 3. 3 Perbandingan hasil volume *syngas* simulasi dengan jurnal referensi

| | Mass Fraction | Vol gas (%) - Simulasi | Vol gas (%) - Jurnal | Selisih |
|-----------------------|----------------------|-------------------------------|-----------------------------|----------------|
| CO₂ | 0.578 | 28% | 29.60% | 5.8% |
| CH₄ | 0.052 | 7% | 7.40% | 6.0% |
| H₂ | 0.039 | 41% | 44.40% | 7.6% |
| H₂O | 0.023 | 3% | - | - |
| N₂ | 0.005 | 0% | - | - |

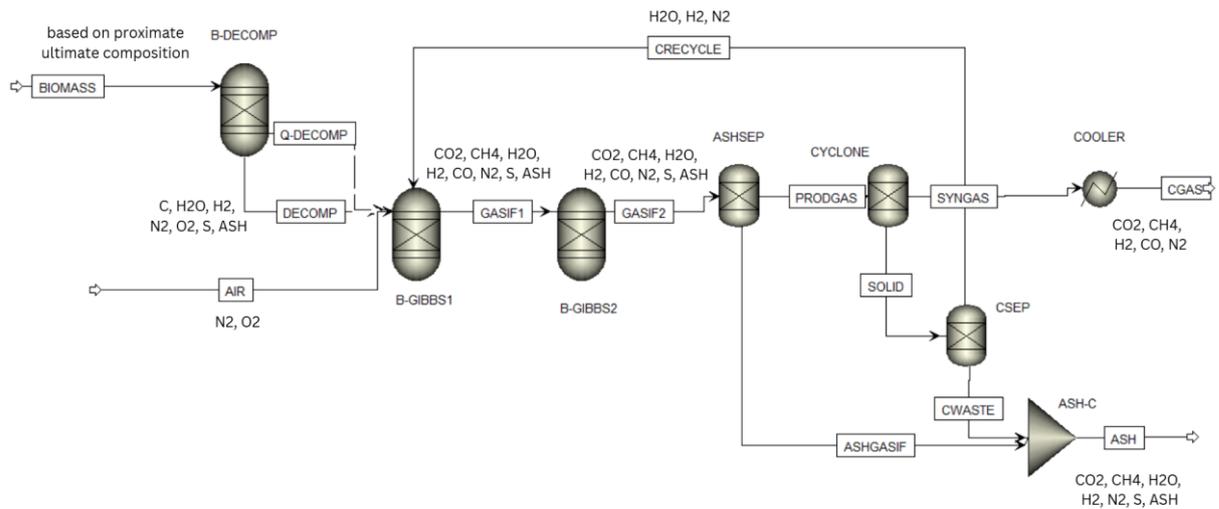
3.4.3 Penjelasan PFD

Pada Gambar 3.3 PFD Modifikasi merupakan implemmentasi atau *mimicking* dari gasifier fisik di kehidupan nyata. Pada Bab 2 dasar teori mengenai circulating fluidized bed sudah ditampilkan block flow diagram (Gambar 2.1) dan penjelasan gambar unit CFB (Gambar 2.2). Jikalau dijelaskan dengan lebih rinci, berikut adalah pembagian process gasifikasi dalam masing masing komponen unit gasifier, beserta reaksi yang terjadi



Gambar 3. 4 *Process* yang terjadi di setiap region CFB beserta *input output*nya

Terdapat dua input dan dua output. Input terdiri dari udara sebagai gasifying agent yang disesuaikan dengan variasi flow rate dan *equivalence ratio* dan input biomassa berupa food waste. Output terdiri dari output raw *syngas* yang terdiri dari CO, H₂, CO₂ dan CH₄ serta output ash dan unwanted gas. Pada Gambar 3.3 di bawah dapat dilihat implementasi block block pada ASPEN Plus. Proses dekomposisi dalam PFD Aspen Plus berupa R-Yield dengan block B-DECOMP. Proses oksidasi berupa R-Gibbs dengan block B-GIBBS1. Proses reduksi berupa R-Gibbs dengan block B-GIBBS2. Proses *Syngas Treatment* dimulai dari ASHSEP yang berupa separator, diteruskan ke CYCLONE, hingga pemecahan solid menuju CSEP, dan dibuang melalui steam ASH. *Syngas* yang digunakan ada pasa stream CGAS setelah melalui cooler.



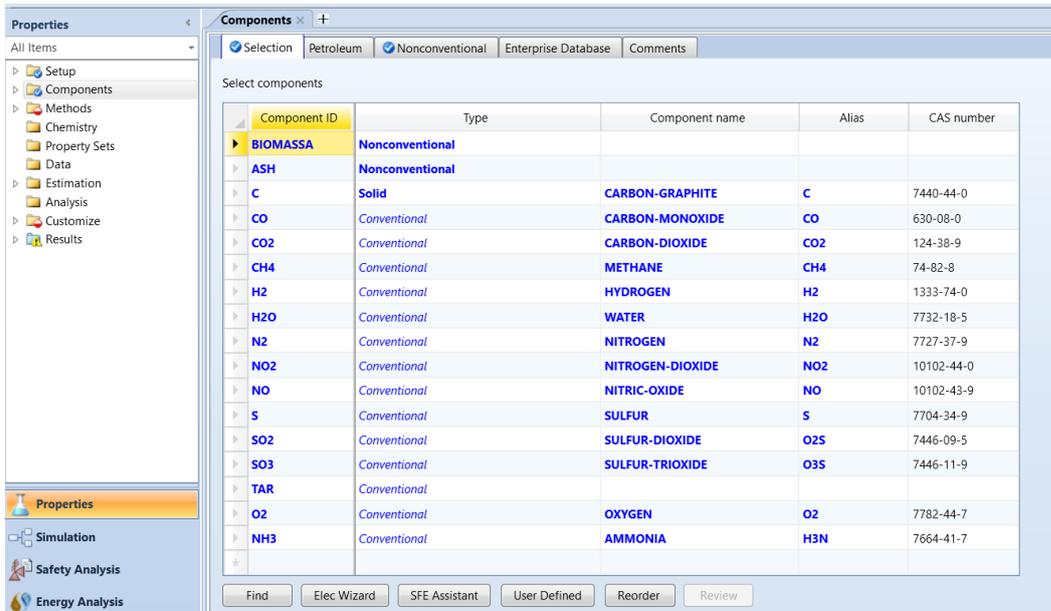
Gambar 3. 5 *Input output tiap region/block*

Proses gasifikasi diawali dengan biomassa yang dimasukkan ke dalam blok B-DECOMP, yaitu reaktor RYield yang berfungsi untuk mendekomposisi biomassa menjadi komponen-komponen dasar berdasarkan data komposisi *proximate ultimate*. Produk dari tahap dekomposisi berupa C, H₂O, H₂, N₂, O₂, S, dan ASH, tanpa terjadi reaksi kimia. Proses dekomposisi juga menggunakan aliran panas yang tercatat sebagai Q-DECOMP. Kemudian, *stream* AIR inputnya terdiri dari N₂ dan O₂ dialirkan ke proses oksidasi. Campuran hasil dekomposisi dan udara dilanjutkan ke reaktor B-GIBBS1 (GASIF1). Hasil dari proses ini berupa CO, CO₂, H₂, CH₄, H₂O, N₂, S, dan ASH. Selanjutnya dilanjutkan ke B-GIBBS2 (GASIF2) untuk membentuk komposisi *syngas* yang lebih stabil dan outputnya berupa gas seperti CO, CO₂, H₂, CH₄, H₂O, N₂, S, dan ASH. Setelah proses terakhir yaitu reduksi, dilanjutkan ke proses separasi atau *syngas treatment* yang terdiri *cyclone*, *separator*, dan *mixer*. Pada proses ini terjadi pemisahan kebutuhan baik antara gas yang dibutuhkan, gas yang tidak dibutuhkan dan solid yang tidak dibutuhkan. Beberapa komponen seperti H₂, H₂O, dan N₂ *directcycle* melalui aliran CRECYCLE untuk digunakan kembali dalam sistem. Produk akhir dari gasifikasi ini berupa CGAS berupa *syngas* yang terdiri dari CO, H₂, CH₄, CO₂, dan N₂. Sementara itu, limbah padatan dan gas gas yang tidak dibutuhkan dibuang melalui aliran akhir ASH berupa CO₂, H₂O, CH₄, S, N₂, dan ash.

3.5 Simulasi Penelitian

Simulasi penelitian dilakukan menggunakan perangkat lunak Aspen Plus untuk memodelkan proses gasifikasi biomassa sampah sisa makanan dalam reaktor *circulating fluidized bed*. Dalam tahap ini, berbagai parameter operasi seperti suhu dan *equivalence*

ratio (ER) divariasikan untuk menganalisis pengaruhnya terhadap kinerja proses gasifikasi. Simulasi ini mempertimbangkan reaksi-reaksi termokimia yang terjadi pada setiap zona dalam *gasifier*, termasuk pengeringan, pirolisis, dan pembakaran parsial. Tahapan simulasi meliputi penentuan komposisi bahan dalam proses gasifikasi yang akan dijalankan, pengaturan parameter di bagian *properties*, dan pengaturan konfigurasi pada bagian *simulation*



Gambar 3. 6 Input komponen pada Aspen Plus

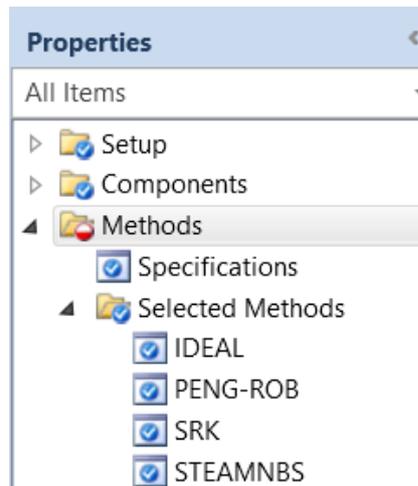
Komponen yang digunakan ditampilkan pada gambar di atas. Komponen *conventional* adalah komponen yang memiliki sifat termodinamika yang jelas dan terdefinisi, sehingga dapat digunakan dalam perhitungan kesetimbangan fase dan reaksi kimia. Contoh komponen *conventional* adalah zat murni atau campuran yang bisa dengan mudah ditemukan dalam *database* aspen plus, seperti air, metana, CO₂, dan lain-lain. Komponen non konvensional adalah komponen yang tidak memiliki sifat termodinamika standar, atau sulit untuk didefinisikan dengan parameter yang biasa digunakan untuk komponen konvensional. Komponen ini seperti biomassa, limbah, abu, dll. (Haydary, 2019)

Pada simulasi ini menggunakan *set-up* berdasarkan dari referensi-referensi yang digunakan, antara lain:

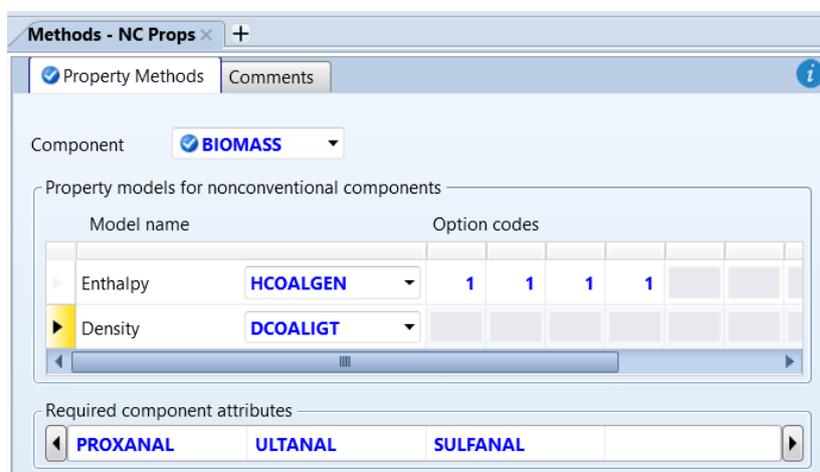
a. Bagian *Properties*

1. IDEAL : sebagai model termodinamika utama selama simulasi. Metode ini digunakan karena sistem berisi komponen konvensional pada tekanan rendah. (Fatema et al., 2022)

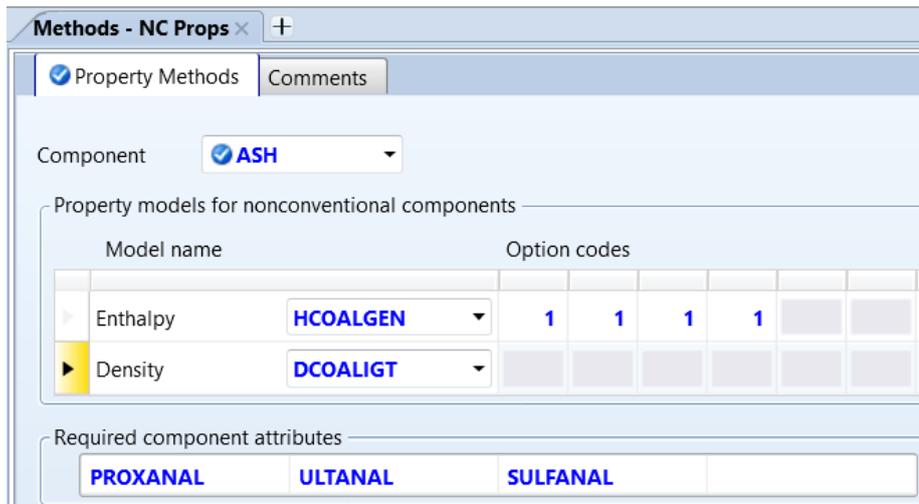
2. PENG-ROB : sebagai model termodinamika kedua yang menunjukkan keadaan sebenarnya.
3. SRK : sebagai properti termodinamika untuk material *liquid*. Model ini bergantung pada suhu komponen murni untuk tekanan uap, panas penguapan, kapasitas panas, viskositas, kepadatan, konduktivitas termal, tegangan permukaan, entalpi, entropi, dan energi Gibbs (Haydary, 2019)
4. STEAMNBS : sebagai properti untuk air dan steam. STEAMNBS untuk menghitung sifat air untuk akurasi yang lebih baik. (TSANG, 2011)
5. HCOALGEN : merupakan karakteristik yang digunakan untuk perhitungan dan nilai analisa entalpi dari masing-masing komponen yang digunakan.
6. DCOALIGHT : merupakan karakteristik abu yang memiliki karakteristik seperti karakteristik batubara.



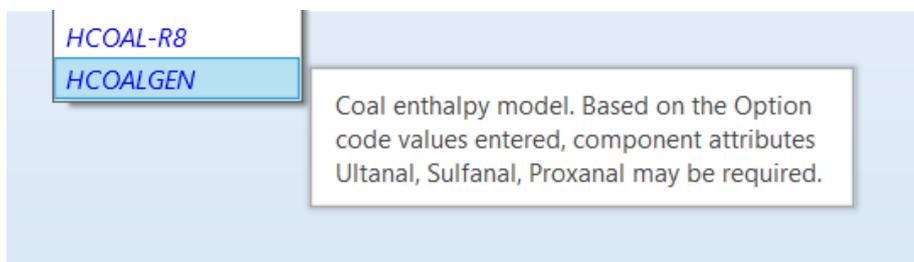
Gambar 3. 7 *Property methods* masing masing komponen



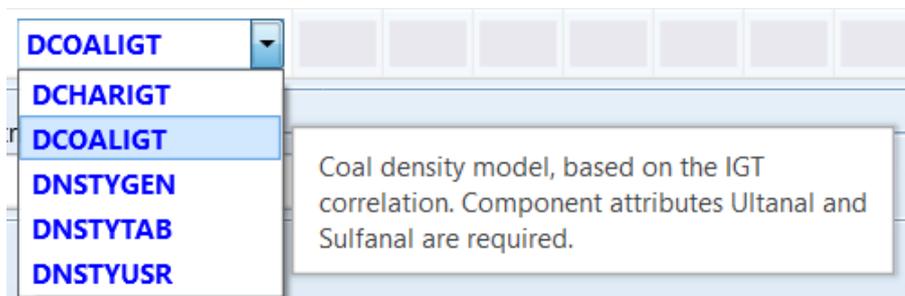
Gambar 3. 8 *Property methods* masing komponen biomassa



Gambar 3. 9 *Property methods* komponen ash



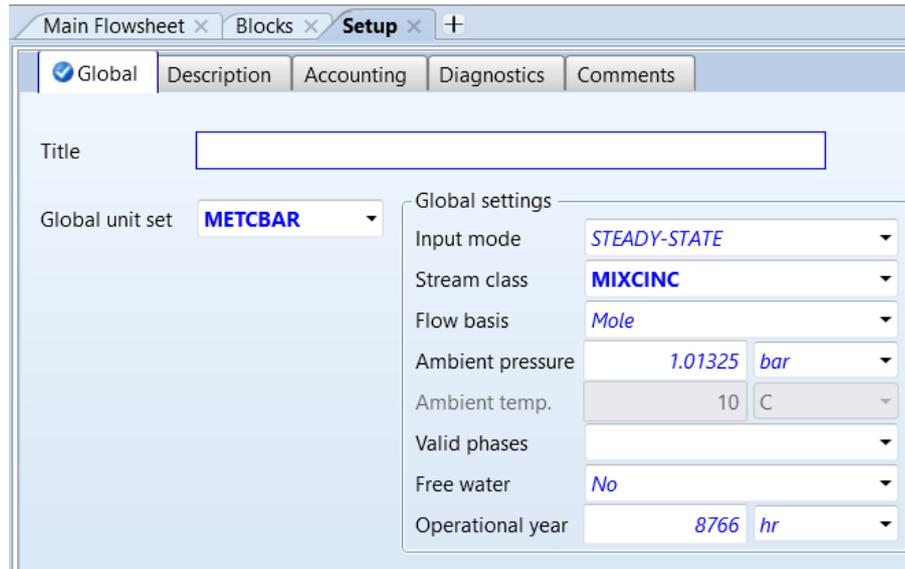
Gambar 3. 10 Keterangan HCOALGEN



Gambar 3. 11 Keterangan DCOALIGT

b. Bagian *Simulation*

1. Dalam kondisi *steady state*
2. MCINCPSD : Aliran MCINCPSD yang berisi tiga subaliran yang terdiri dari kelas MIXED, CIPSD dan NCPD, juga digunakan untuk menentukan struktur aliran simulasi untuk komposisi biomassa dan abu yang tidak tersedia dalam *database* komponen Aspen Plus standar. Pemilihan *set up* ini dikarenakan pada proses ini terdapat 2 komponen yang digunakan yaitu komponen konvensional seperti C, CO, CO₂, H₂ dll dan komponen nonkonvensional (Safarian et al., 2019)
3. Tekanan isobar pada 1.01325 bar selama proses terjadi



Gambar 3. 12 *Setup simulation*

Parameter operasi yang divariasikan pada proses gasifikasi terdapat pada tabel di bawah ini

Tabel 3. 4 Variasi Parameter Operasi

| ER | <i>Temperature (°C)</i> |
|------|-------------------------|
| 0.15 | 500 |
| | 600 |
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |
| 0.20 | 500 |
| | 600 |
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |
| 0.25 | 500 |
| | 600 |
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |
| 0.30 | 500 |
| | 600 |

| ER | Temperature (°C) |
|------|------------------|
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |
| 0.35 | 500 |
| | 600 |
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |
| 0.40 | 500 |
| | 600 |
| | 700 |
| | 800 |
| | 900 |
| | 1000 |
| | 1100 |

3.6 Pengambilan Data

Pengambilan data dari hasil simulasi dilakukan secara sistematis dengan fokus pada analisis sensitivitas dari parameter-parameter operasi yang telah ditentukan yakni suhu operasi, rasio ekuivalen (ER), dan *recirculating syngas treatment*. Data yang dikumpulkan meliputi dua aspek penting pada reaktor tipe *circulating fluidized bed*, yaitu komposisi *syngas* dan hasil LHV *syngas*. Data-data ini diambil untuk mengetahui kualitas dan kuantitas *syngas* yang dihasilkan dalam reaktor *circulating fluidized bed*. Pengambilan data juga mencakup pengaruh sebelum dan sesudah ditambahkan *recirculating syngas treatment* terhadap kualitas *syngas*. Data-data ini digunakan untuk memudahkan analisis data selanjutnya.

3.7 Analisis Data

Analisis data dilakukan terhadap hasil simulasi untuk mengevaluasi pengaruh berbagai parameter operasi terhadap kinerja proses gasifikasi. Analisis ini mencakup evaluasi pengaruh suhu operasi, rasio ekuivalen (ER), dan *recirculating syngas treatment* terhadap komposisi dan kualitas *syngas* yang dihasilkan.

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Karakteristik Biomassa

Sumber biomassa *food waste* di lingkungan kampus berasal dari kantin pusat ITS. Kantin pusat ITS memiliki karakteristik tersendiri tergantung jenis makanannya. Di kantin pusat ITS, makanan yang tersedia meliputi rawon, sego njamoer, soto, jajanan pasar, pentol, dan lauk pauk lainnya. Pengelolaan biomassa dimulai dari pemisahan sampah di kantin, di mana sampah *food waste* dipisahkan secara khusus. Proses ini sudah dikelola oleh pihak kantin pusat. Selanjutnya, sampah *food waste* tersebut sudah boleh diambil. Dengan demikian, laju alir biomassa bergantung pada jumlah *food waste* yang dihasilkan dari kantin

Sampah *food waste* yang telah diambil melalui proses *pre-treatment* terlebih dahulu sebelum diujikan ke laboratorium. *Pre-treatment* yang dilakukan adalah dengan pencampuran semua sampah makanan, pembuangan kadar air (kuah dari makanan), dan proses pengeringan di bawah sinar matahari. Selanjutnya dicampur dengan pasir silika. Pasir silika disini adalah material *inert* yang berguna untuk membantu mempercepat transfer panas dan memastikan distribusi suhu yang merata pada *gasifier circulating fluidized bed*.

Sample food waste yang diujikan adalah seberat 700 gram. *Sample food waste* ini diujikan di Laboratorium Sucofindo, Jl. Jend A. Yani No. 315, Surabaya. Berikut adalah hasil uji *proximate* dan *ultimate* berdasarkan laboratorium

Tabel 4. 1 *Proximate Ultimate Analysis*

| <i>Food Waste</i> | <i>Proximate Analysis (wt%)</i> | | | | <i>Ultimate Analysis (wt%)</i> | | | |
|-------------------|---------------------------------|-------|------|-------|--------------------------------|------|------|-------|
| | <i>Moisture</i> | VM | FC | Ash | C | H | N | O |
| | 43.52 | 25.56 | 7.51 | 26.68 | 20.01 | 3.42 | 1.02 | 28.85 |

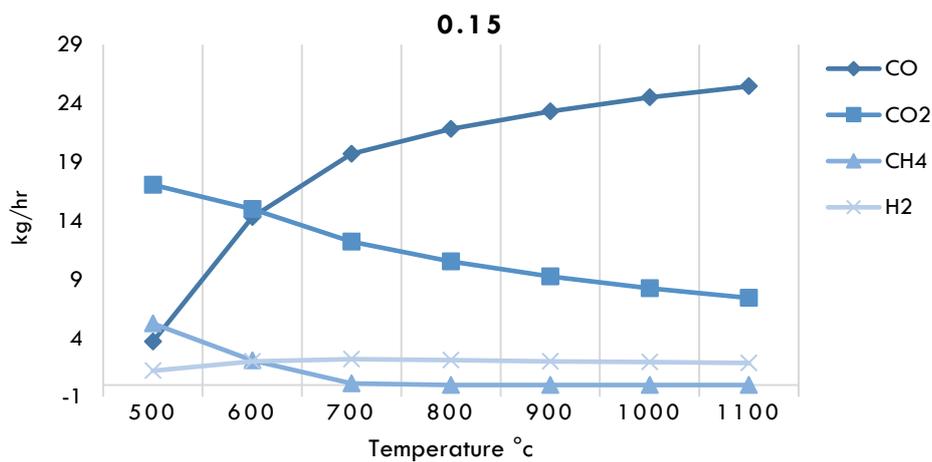
Berdasarkan data *proximate analysis* di atas dapat dilihat bahwa kadar moisturennya cukup tinggi dikarenakan sebagian besar komponen makanan mengandung kadar air. Kadar abunya juga cukup tinggi yakni 26.68% menunjukkan kandungan yang tidak dapat terbakar nantinya. Nilai abu ini cukup tinggi dikarenakan sampah makanan mengandung komponen non-organik atau mineral seperti zat besi, kalium, kalsium, natrium, dan lain lain. Mineral ini akan tetap tersisa sebagai abu setelah proses pembakaran. *Volatile matter* memiliki kadar 45.26% menunjukkan bahwa sampah makanan mengandung komponen yang dapat

terdekomposisi menjadi gas. *Fixed carbon* memiliki kadar 7.51% menandakan kandungan karbon padat yang tersisa setelah proses devolatilisasi dan nantinya akan berkontribusi dalam pembentukan *char*.

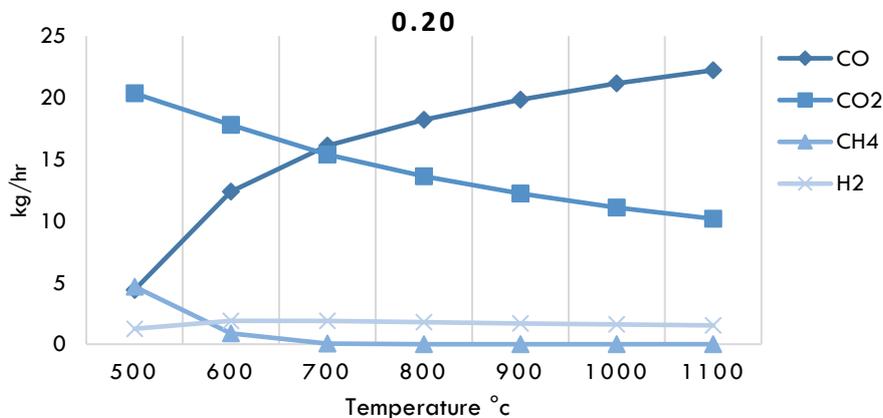
Kandungan *ultimate analysis* menjelaskan bahwa kadar tertinggi yakni C dan O. Karbohidrat dan serat dalam makanan merupakan kontributor utama oksigen sehingga kadar oksigen paling tinggi dalam *ultimate analysis*. Selain itu, karbohidrat dan lemak juga umumnya penyumbang karbon dalam makanan sehingga mempengaruhi kadar C yang cukup tinggi dalam *ultimate analysis* yakni 20.11% Rumus umum karbohidrat adalah CH_2O yang menunjukkan jumlah atom oksigen dan karbon hampir setara.

4.2 Analisis Pengaruh Temperatur terhadap Komposisi Syngas dan LHV

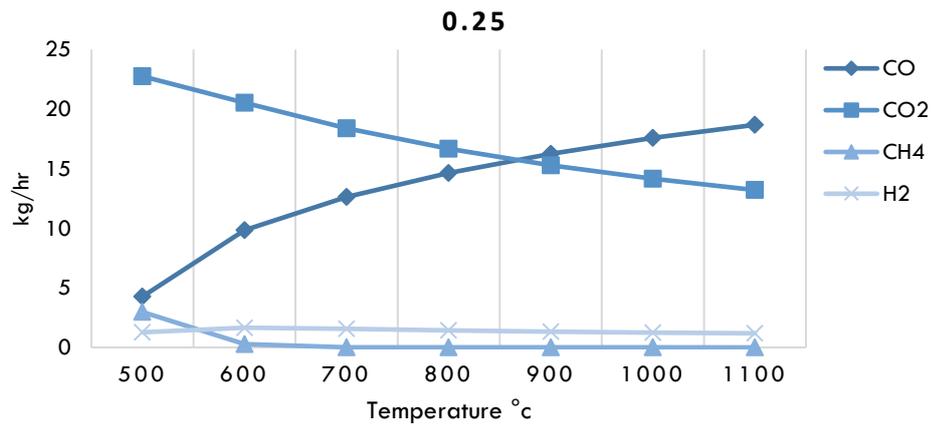
Pada Gambar 4.3 hingga Gambar 4.8 di bawah ini merupakan hasil *syngas* jika ditinjau dari kenaikan temperature terhadap masing masing *equivalence ratio*.



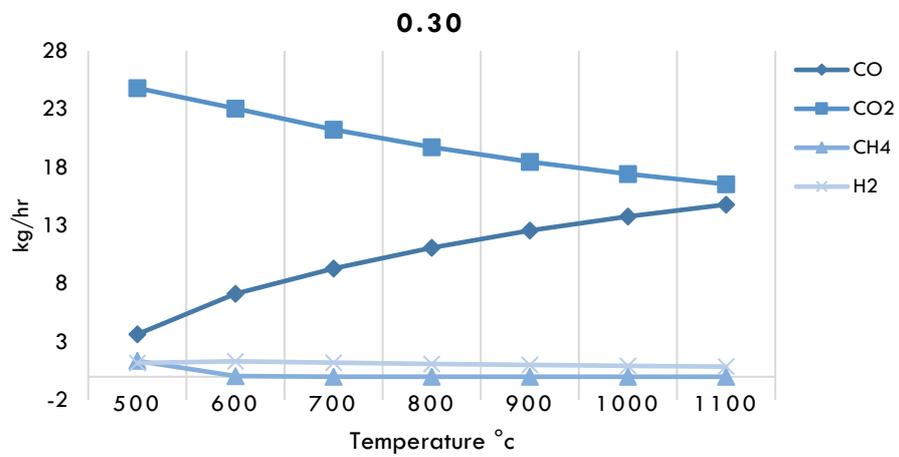
Gambar 4. 1 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.15



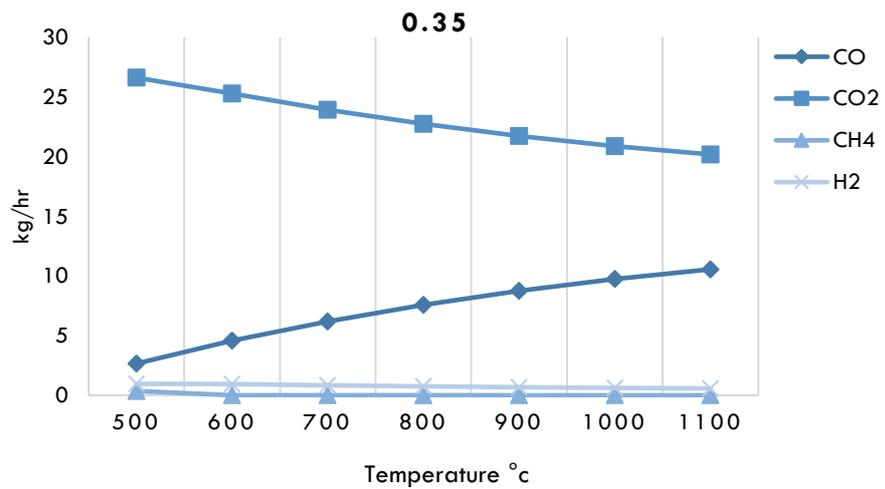
Gambar 4. 2 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.2



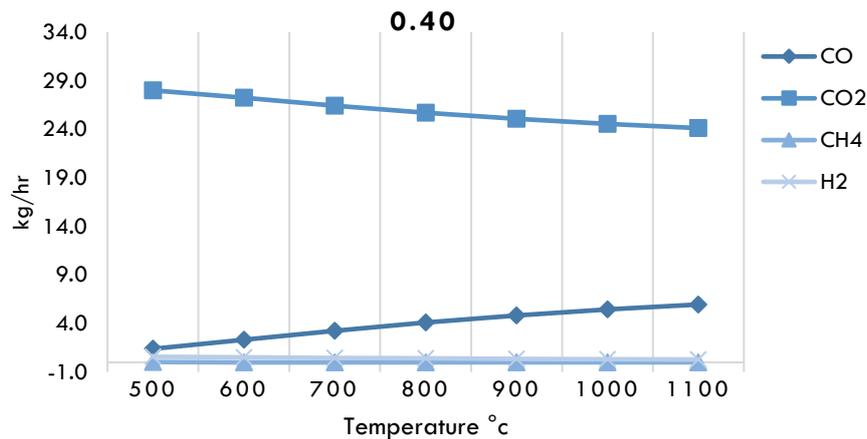
Gambar 4. 3 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.25



Gambar 4. 4 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.30



Gambar 4. 5 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.35



Gambar 4. 6 Pengaruh variasi temperatur terhadap ER 0.40

Dalam gasifikasi, temperature merupakan salah satu parameter operasi yang penting dan memberikan pengaruh signifikan. Pada dasarnya, proses gasifikasi melibatkan serangkaian reaksi yang melibatkan reaksi endotermik dan eksotermik. **Gambar 4.3** menunjukkan hasil *syngas* pada ER 0.15 untuk CO, CO₂, CH₄, dan H₂. Jika dilihat dari trennya, laju alir massa CO semakin tinggi seiring bertambahnya suhu. H₂ mengalami peningkatan hanya sampai suhu 700°C selanjutnya mengalami penurunan. CO tertinggi yaitu pada suhu 1100 °C; 16.48 kg/hr. H₂ tertinggi yaitu pada suhu 700 °C; 2.27 kg/hr. Sedangkan untuk CO₂ dan CH₄ mengalami penurunan seiring bertambahnya suhu operasi. CO₂ terendah yaitu pada 1100 °C; 8.73 kg/hr. CH₄ terendah yaitu pada 1100 °C; 3.47E-05 kg/hr. Berdasarkan data, kenaikan tertinggi ada pada komposisi CO sebesar 287% pada suhu 500 – 600 °C. Untuk suhu selanjutnya yakni 700 – 1100 °C mengalami kenaikan rata rata 13%. Komposisi CO₂ mengalami penurunan terbesar yakni berkurang 19% pada suhu 600 ke 700 celcius. Dan CH₄ mengalami penurunan yang cukup dominan dibandingkan komposisi lain yakni berkurang sebesar 93%. Pada **Gambar 4.4** menunjukkan hasil *syngas* pada ER 0.20. Jika dilihat tren laju aliran massanya masih sama dengan ER 0.15. CO tertinggi yaitu pada suhu 1100 °C; 14.11 kg/hr. H₂ mengalami peningkatan hanya sampai suhu 600 °C selanjutnya mengalami penurunan. H₂ tertinggi yaitu pada suhu 700 °C; 1.97 kg/hr. Sedangkan untuk laju aliran massa CO₂ dan CH₄ mengalami penurunan seiring bertambahnya suhu operasi. CO₂ terendah yakni pada suhu 1100 °C; 14.11 kg/hr. CH₄ terendah yakni pada 1100 °C; 9.93E-06. Berdasarkan data, kenaikan tertinggi ada pada komposisi CO pada suhu 500°C ke 600 °C yakni sebesar 181%. Kemudian pada suhu selanjutnya tetap mengalami peningkatan tetapi tidak signifikan di suhu 600°C, peningkatan yang terjadi hanya kisaran 7% sampai 30%. Pada gas CO₂ terjadi penurunan tertinggi pada suhu 700 °C yakni menurun sebesar 14%. Untuk gas CH₄ mengalami penurunan tertinggi pada suhu 700 °C yakni

menurun sebesar 95%. CO₂ dan CH₄ mengalami tren yang kurang lebih mirip yakni penurunan tertinggi pada suhu 700 °C. Untuk H₂ mengalami kenaikan tertinggi pada suhu 600 °C yakni peningkatan gas sampai 52%, dan untuk suhu lainnya 700 °C – 1100 °C cenderung stagnan bahkan menurun hingga 6%.

Untuk gambar gambar selanjutnya juga memiliki tren yang kurang lebih sama. **Gambar 4.5** menunjukkan hasil *syngas* pada ER 0.25. **Gambar 4.6** menunjukkan hasil *syngas* pada ER 0.30. **Gambar 4.7** menunjukkan hasil *syngas* pada ER 0.35. Berdasarkan data, kenaikan tertinggi ada pada komposisi CO pada suhu 500 ke 600 °C yakni sebesar 130%. Kemudian pada suhu selanjutnya tetap mengalami peningkatan tetapi tidak signifikan di suhu 600°C, peningkatan yang terjadi hanya kisaran 8% sampai 35%. Pada gas CO₂ terjadi penurunan tertinggi pada suhu 500 - 600 °C yakni menurun sebesar 10%. Untuk gas CH₄ mengalami penurunan tertinggi pada suhu 700 °C yakni menurun sebesar 96 - 97%. Untuk H₂ mengalami kenaikan tertinggi pada suhu 600 °C yakni peningkatan gas sampai 31%, dan penurunan tertingginya ada pada suhu 700, 800, 900 °C yakni sebesar 10% dan penurunan terendah ada pada suhu 600 °C yakni 2%. Berdasarkan persen kenaikan dan penurunan yang sudah dijelaskan, senyawa CO mulai terbentuk secara signifikan pada suhu 600 °C. Begitu pula dengan H₂ yang mulai optimal terbentuk pada suhu 600 °C.

Peningkatan suhu dalam proses gasifikasi biomassa secara konsisten meningkatkan kualitas *syngas*, terlepas dari variasi nilai *equivalence ratio* (ER). Meskipun jumlah oksigen yang tersedia berbeda pada setiap ER, dominasi reaksi oksidasi pada ER yang lebih tinggi tidak mengubah tren awal atau tren pada umumnya. Reaksi endotermik, seperti *water-gas shift* dan *steam reformation*, tetap dipercepat oleh kenaikan suhu, sehingga arah perubahan komponen *syngas* tidak mengalami perbedaan mendasar. Oleh karena itu, mulai dari ER 0,15 hingga 0,40, peningkatan temperatur secara signifikan mendorong pembentukan CO dan H₂ yang lebih tinggi, meskipun CH₄ cenderung menurun dan bahkan hilang pada suhu yang sangat tinggi. Dari penjelasan di atas, dapat dilihat bahwa laju aliran massa CO tertinggi pada suhu 1100 °C yang mana sudah sesuai karena merupakan komponenn utama *syngas* yang dibutuhkan. Dibarengi juga dengan kandungan H₂ yang cukup meningkat pada suhu tertentu. Suhu optimal untuk produksi H₂ bervariasi antara 600 - 700 °C tergantung nilai ER, dengan kecenderungan suhu optimal menurun saat ER meningkat. Setelah suhu 700 °C, nilai H₂ menurun. Hal ini dipengaruhi oleh reaksi *water gas shift* ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$), yang mana pada suhu tinggi reaksi tersebut mencapai batas terjadinya reaksi dan shifting pembentukannya arah reaktannya yang mana membentuk H₂O dan CO. Hal ini juga sesuai dengan data dan

grafik yang ditampilkan di atas. Sehingga dapat dibilang bahwa H₂ yang menurun tadi berubah menjadi H₂O.

Hal tersebut seperti kenaikan CO berhubungan dengan reaksi endotermik yang mana menerima panas, contohnya adalah reaksi Boudard ($C + CO_2 \rightarrow 2CO$) sehingga kadar CO lebih banyak seiring meningkatnya suhu. CH₄ yang menurun seiring meningkatnya suhu menandakan bahwa reaksi yang mengkonsumsi CH₄ (atau CH₄ sebagai reaktan) menerima panas atau endotermik. Hal ini berhubungan dengan reaksi steam methane reforming ($CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$). Maka, berdampak pula terhadap peningkatan CO dan H₂ pada suhu tertentu. Selain reaksi Boudouard dan steam methane reforming, reaksi water-gas ($C + H_2O \rightarrow CO + H_2$) juga berperan vital dalam pembentukan CO dan H₂. Reaksi ini juga bersifat endotermik. Oleh karena itu, peningkatan suhu akan mendorong kesetimbangan reaksi ini untuk bergeser ke kanan, menghasilkan lebih banyak CO dan H₂. Suhu tinggi meningkatkan energi kinetik molekul-molekul reaktan, sehingga mendukung arah reaksi pembentukan produk gas yang diinginkan. Ini berarti bahwa pada suhu yang lebih tinggi, biomassa lebih efisien diubah menjadi komponen gas yang berharga. Peningkatan suhu memang menguntungkan untuk produksi CO dan H₂ tetapi menurunkan konsentrasi metana (CH₄) bahkan hilang. Hal ini berhubungan dengan reaksi *steam methane reforming* ($CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$) yang mana pada suhu tinggi, CH₄ cenderung bereaksi dengan uap air untuk menghasilkan CO dan H₂. Reaksi ini endotermik sehingga cocok terjadi di suhu tinggi. Sehingga mengkonversi CH₄ menjadi *syngas* yang diinginkan.

4.3 Analisis Pengaruh *Equivalence ratio* terhadap Komposisi *Syngas*

Berikut ini dilakukan analisis terhadap perubahan komposisi *syngas* yang dihasilkan dari variasi *equivalence ratio* (ER) sebesar 0,15 sampai 0,40 pada temperatur 500 °C – 1100 °C. Untuk mengaplikasikan variasi ER dalam Aspen Plus, perlu dilakukan perhitungan *Air to Fuel Ratio* (AFR) stoikiometri berdasarkan *ultimate analysis*. Nilai AFR stoikiometri dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$AFR_{stokiometri} = \frac{(4.76(1.6675) + \left(\frac{3.42}{4}\right) + \left(\frac{1.803}{2}\right) * 28.604 \frac{g}{mol}}{52.28 \frac{g}{mol}}$$

$$AFR_{stokiometri} = 8.917$$

Selanjutnya nilai AFR stoikiometri kemudian digunakan untuk mengetahui laju aliran udaranya. Contoh hubungan matematis antara ER dan AFR dapat dihitung dengan rumus ini

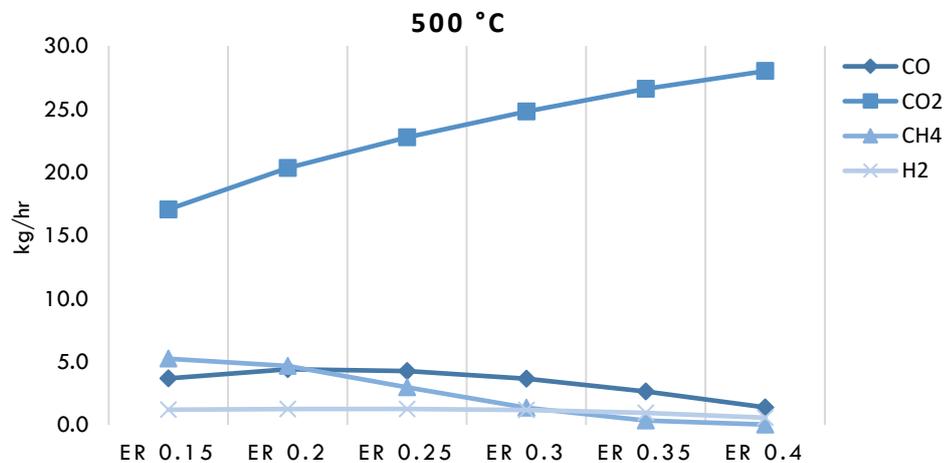
$$\text{Laju aliran aktual udara} = \text{ER} \times \text{MW}_{\text{biomassa}} \times \text{AFR}$$

$$\text{Laju aliran aktual udara} = 0.15 \times 52.28 \times 9.543 = 133.7651 \text{ kg/hr}$$

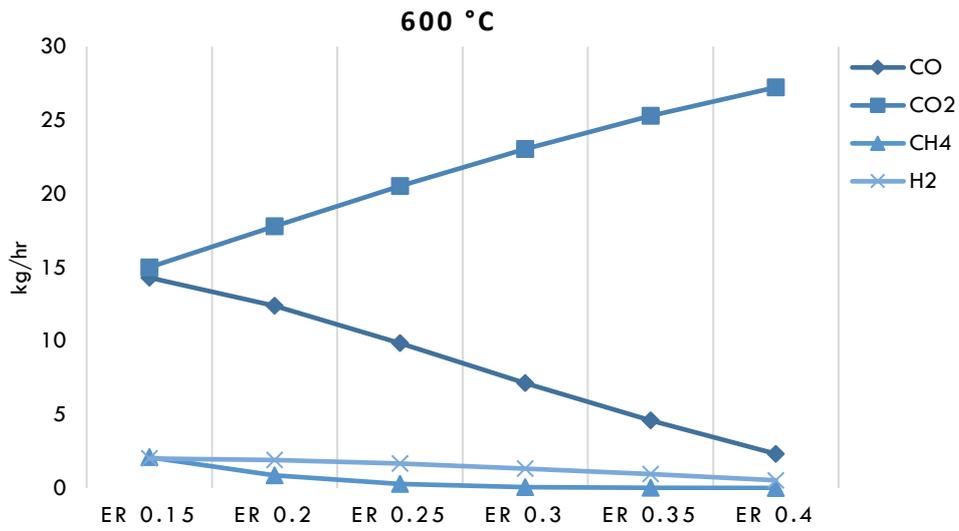
Tabel 4. 2 *Air Flow Rate* pada masing masing ER

| ER | Udara Aktual (kg/hr) |
|------|----------------------|
| 0.15 | 133.7615 |
| 0.20 | 178.3486 |
| 0.25 | 222.9358 |
| 0.30 | 267.5230 |
| 0.35 | 312.1101 |
| 0.40 | 356.6973 |

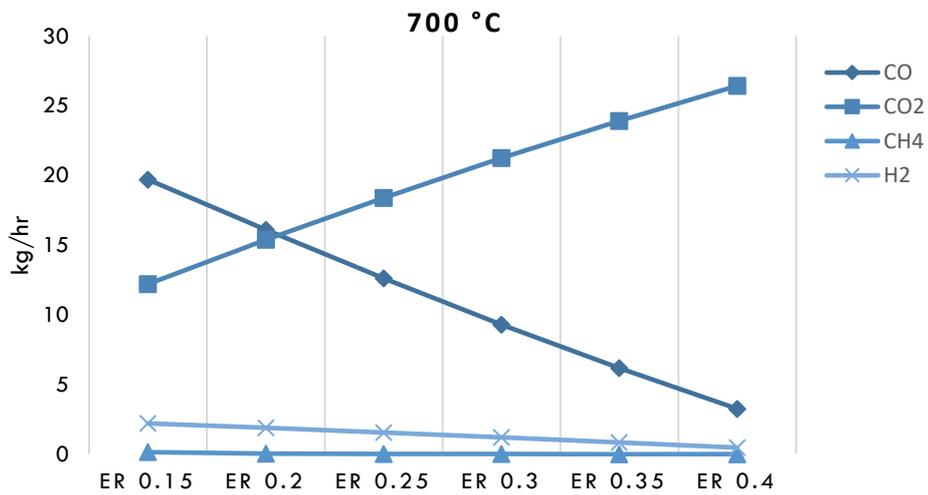
Berikut adalah grafik parameter operasi ER terhadap komposisi *syngas* pada ER 0.15 sampai 0.40 pada suhu 500 °C – 1100 °C. Pemilihan nilai ER didasari dari beberapa sumber yang menyatakan bahwa dalam beberapa sistem gasifikasi, nilai ER dipertahankan pada kisaran 0.20 – 0.30 (Basu, 2013). Terdapat penelitian terdahulu mengenai gasifikasi jerami jagung dalam dan rentang ER yang menghasilkan nilai LHV *syngas* optimal adalah pada ER masing-masing 0,25–0,32 (Barontini et al., 2021). Berdasarkan penelitian (Rabetanetiarimanana et al., 2022), *equivalence ratio* yang optimal adalah pada ER 0.20 – 0.40, dan masih banyak lagi penelitian yang menunjukkan rentang ER optimal. Pemilihan angka angka ER variasi ini didasari dari penelitian yang sudah disebutkan. Untuk ER 0.15 dan ER 0.40 digunakan sebagai variasi guna melihat pengaruh hasil *syngas* jika nilai ER diturunkan dan juga dinaikkan dari range optimalnya.



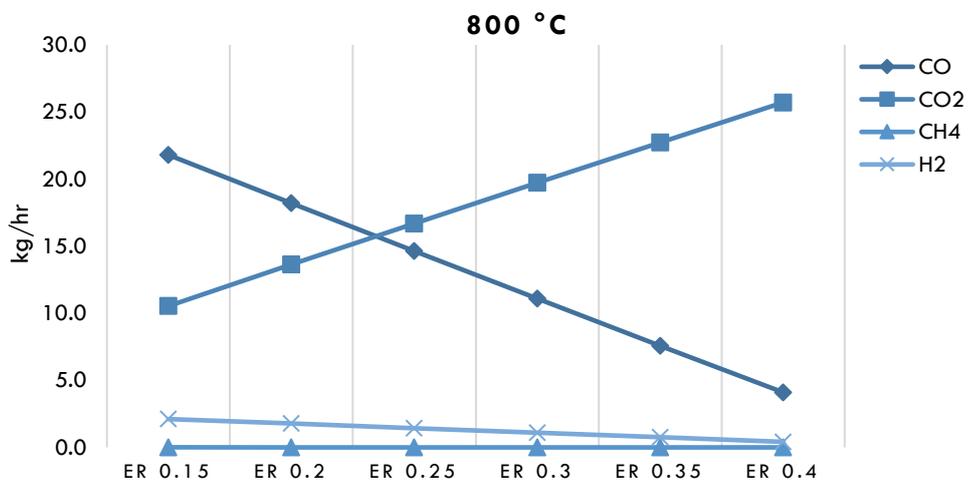
Gambar 4. 7 Pengaruh ER pada suhu 500 °C



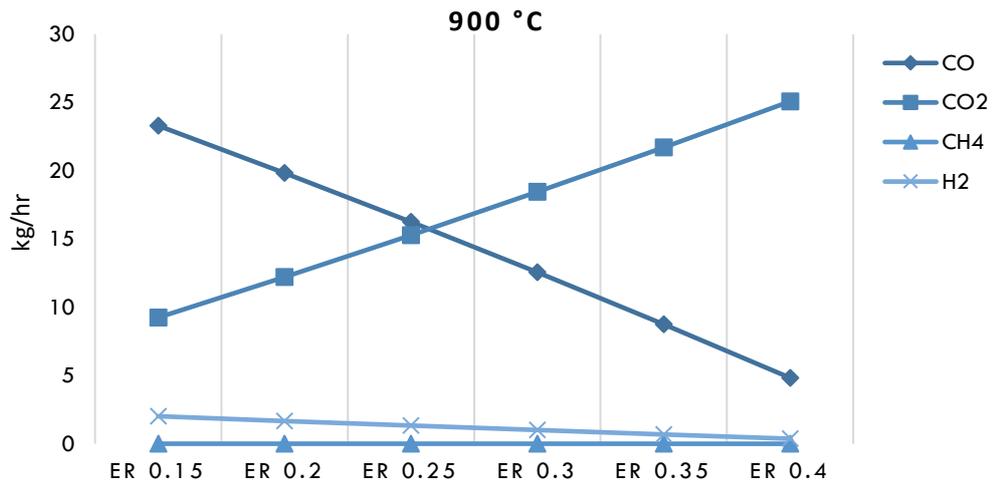
Gambar 4. 8 Pengaruh ER pada suhu 600 °C



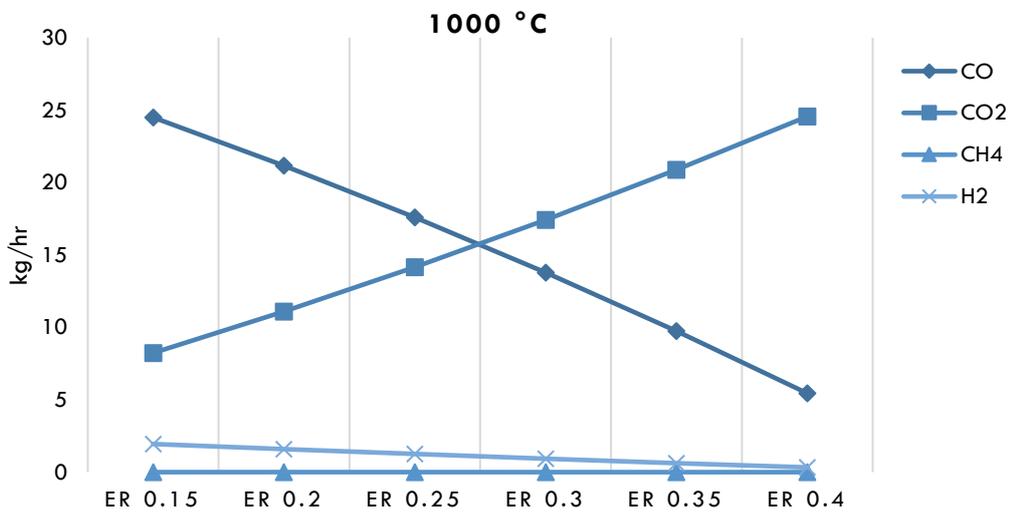
Gambar 4. 9 Pengaruh ER pada suhu 700 °C



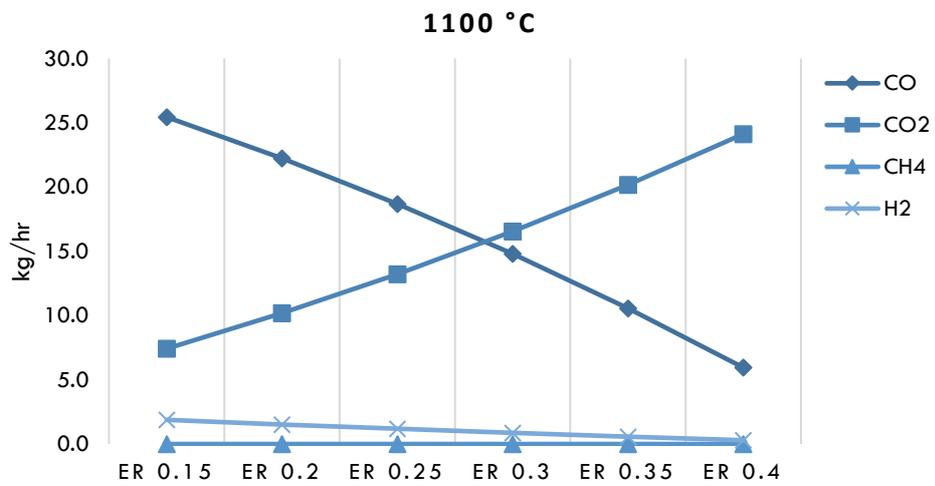
Gambar 4. 10 Pengaruh ER pada suhu 800 °C



Gambar 4. 11 Pengaruh ER pada suhu 900 °C



Gambar 4. 12 Pengaruh ER pada suhu 1000 °C



Gambar 4. 13 Pengaruh ER pada suhu 1100 °C

Berdasarkan data, laju aliran massa tertinggi CO ada pada variasi ER 0.15 dan suhu 1100 °C yakni sebesar 16.48 kg/hr dan terendah ada pada ER 0.25 dan suhu 500 °C yakni sebesar 2.23 kg/hr. Laju aliran massa CO₂ tertinggi ada pada variasi ER 0.25 dan suhu 500 °C yakni sebesar 23.54 kg/hr dan terendah ada pada ER 0.15 dan suhu 1100 °C yakni sebesar 8.73 kg/hr. Laju aliran massa CH₄ tertinggi ada pada variasi ER 0.15 dan suhu 500 °C yakni sebesar 5.17 kg/hr dan terendah ada pada ER 0.25 dan suhu 1100 °C yakni sebesar 14.79 kg/hr. Laju aliran massa H₂ tertinggi ada pada variasi ER 0.15 dan suhu 700 °C yakni sebesar 2.27 kg/hr dan terendah ada pada variasi ER 0.2 dan suhu 500 °C yakni sebesar 0.67 kg/hr.

Dari ke-7 grafik di atas, terdapat beberapa kesamaan. Dapat dilihat bahwa tren CO₂ selalu naik seiring meningkatnya *equivalence ratio*. Sedangkan tren CO, CH₄, dan H₂ selalu turun seiring meningkatnya *equivalence ratio*. Pada ER rendah, kondisi oksigen masih sedikit, sehingga pembakaran tidak sempurna terjadi dan C cenderung membentuk CO daripada CO₂. Seiring meningkatnya ER, kondisi oksigen semakin banyak, sehingga pembakaran mendekati pembakaran sempurna sehingga pembakaran biomassa lebih banyak berubah menjadi CO₂ (produksi CO₂ meningkat). Produksi H₂ menurun dikarenakan banyak H₂ yang teroksidasi menjadi H₂O. Sehingga jika dikaitkan dengan H₂O, seiring meningkatnya ER, H₂O juga ikut meningkat. Hal ini berkaitan dengan reaksi *water gas shifting* ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$)

Laju aliran massa CO mencapai puncaknya pada kondisi ER 0.15 dan suhu 1100 °C (16.48 kg/hr), yang mengindikasikan efisiensi konversi biomassa menjadi gas bakar pada kondisi oksigen terbatas dan suhu tinggi. Sebaliknya, CO₂ menunjukkan tren berlawanan, dengan laju aliran massa tertinggi pada ER 0.40 dan suhu 500 °C (28.05 kg/hr), dan terendah pada ER 0.15 dan suhu 1100 °C (8.73 kg/hr). Dari tren ini dapat dilihat bahwa pada ER rendah, suplai oksigen yang minim mendorong pembakaran tidak sempurna, dimana karbon cenderung membentuk CO daripada CO₂. Kondisi ini cocok untuk produksi *syngas* yang didominasi oleh CO, karena reaksi Boudouard ($\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$) yang endotermik, terutama pada suhu tinggi. Selanjutnya, seiring dengan peningkatan ER, peningkatan oksigen akan menjadikan proses pembakaran yang lebih sempurna. Hal ini menyebabkan peningkatan produksi CO dan penurunan CO₂, karena oksidasi karbon lebih lanjut menjadi dioksida menjadi lebih difavoritkan.

Kemudian untuk gas CH₄ menunjukkan laju alir massa yang lebih tinggi pada ER rendah, karena pada kondisi oksigen terbatas dan suhu yang relatif lebih rendah, reaksi pembentukan metana masih relevan atau dekomposisinya belum optimal. Namun, seiring peningkatan suhu dan ER, CH₄ cenderung menurun drastis. Penurunan ini didorong oleh reaksi *steam methane*

reforming ($\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$), yang sangat endotermik dan difavoritkan pada suhu tinggi. Reaksi ini mengubah CH_4 menjadi CO dan H_2 , komponen yang lebih diinginkan dalam syngas. Pada ER tinggi, H_2 cenderung teroksidasi menjadi H_2O . Fenomena ini terkait erat dengan reaksi *water-gas shift* ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$). Meskipun reaksi *water-gas shift* dapat menghasilkan H_2 , pada ER tinggi, produksi H_2 justru menurun karena dominasi oksidasi H_2 menjadi H_2O oleh kelebihan oksigen. Jadi, meskipun H_2O meningkat seiring ER, ini lebih banyak hasil dari oksidasi langsung H_2 daripada sebagai reaktan dalam *water-gas shift* untuk menghasilkan H_2 .

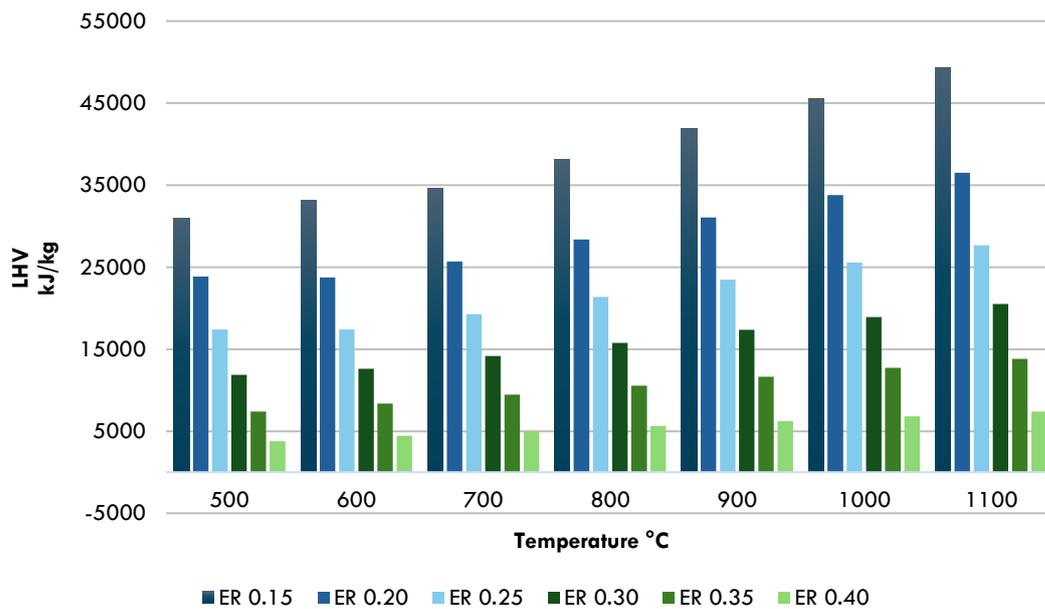
Secara keseluruhan, kondisi gasifikasi yang cukup optimal menghasilkan *syngas* yang dominan CO dan H_2 , akan mudah terbentuk pada ER rendah untuk mendorong pembakaran tidak sempurna dan meminimalkan pembentukan CO_2 , serta suhu tinggi untuk memaksimalkan reaksi endotermik seperti *boudouard* dan *steam methane reforming*, dibarengi dengan penurunan CH_4

4.4 Analisis Pengaruh LHV

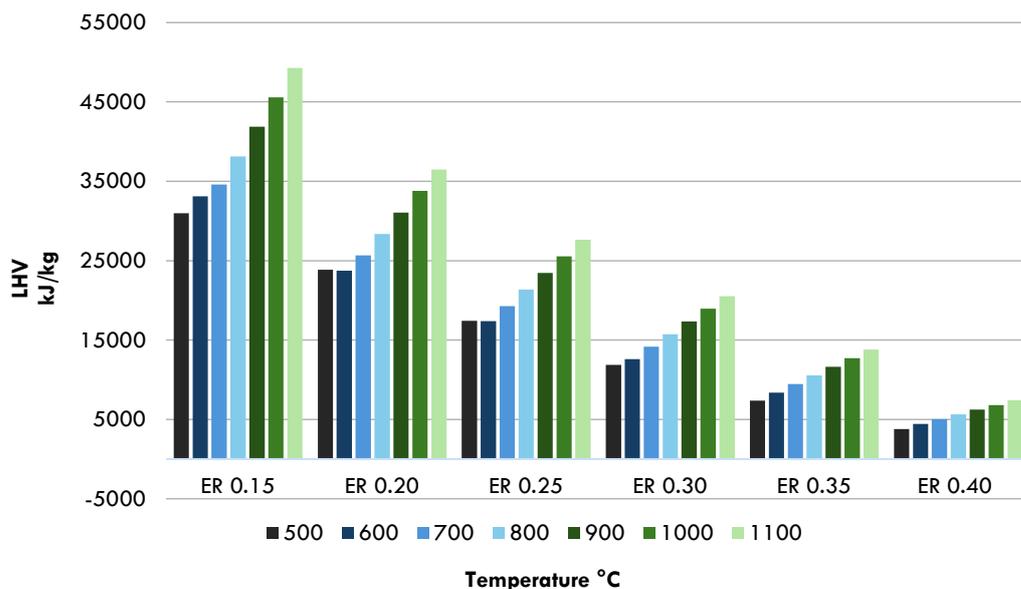
Selain pengaruh temperature dan *equivalence ratio* terhadap komposisi syngas, dapat dilihat juga pengaruhnya terhadap LHV. Mengapa perlu dilihat pengaruh temperatur dan *equivalence ratio* terhadap LHV? Karena LHV menandakan energi yang berada dalam *syngas* yang dihasilkan. LHV lengkapnya didefinisikan sebagai jumlah energi panas yang dilepaskan selama pembakaran sempurna suatu bahan bakar, dengan asumsi bahwa produk air dari pembakaran tetap berada dalam fasa uap. Pada dasarnya temperature sangat mempengaruhi komposisi syngas. LHV *syngas* menunjukkan seberapa efisien konversi biomassa menjadi *syngas* yang dibutuhkan. Dengan melihat LHV syngas, dapat diketahui pula kondisi yang menghasilkan pembakaran paling optimal dari semua variasi yang dipakai. *Syngas* memiliki densitas energi yang lebih rendah dibandingkan bahan bakar konvensional seperti bensin. Oleh karena itu, LHV yang tinggi sangat diinginkan untuk mencapai daya keluaran (*power output*) yang memadai. Selain itu, dapat menentukan performa *syngas* yang optimal untuk masuk kedalam *Internal Combustion Engine* (ICE) maupun menyesuaikan. Di bawah ini adalah grafik pengaruh temperature terhadap LHV.

Dalam penelitian ini, pemilihan perhitungan nilai kalor lebih dihubungkan dengan LHV dibandingkan dengan HHV adalah karena berdasarkan faktanya LHV lebih representatif untuk sistem pembakaran khususnya untuk *internal combustion engine* (ICE). LHV menghitung jumlah panas yang dilepaskan dari pembakaran bahan bakar dengan mengasumsikan bahwa

uap air hasil reaksi tetap berada dalam bentuk gas, sehingga kalor laten kondensasinya tidak dimasukkan. Hal ini sejalan dengan karakteristik ICE, yang tidak memiliki sistem kondensasi untuk menangkap energi dari pengembunan air. Selain itu, dalam konteks aplikasi engine, keberadaan uap air dalam fase cair justru dapat menurunkan suhu operasi, mengurangi efisiensi pembakaran, dan bahkan meningkatkan risiko korosi pada mesin. LHV juga lebih umum digunakan dalam analisis efisiensi bahan bakar gas, karena mencerminkan energi bersih yang benar-benar bisa dimanfaatkan



Gambar 4. 14 Pengaruh ER dan temperature terhadap LHV (1)



Gambar 4. 15 Pengaruh ER dan temperatur terhadap LHV (2)

Dapat dilihat pada 2 grafik di atas, secara tren LHV menurun seiring bertambahnya *equivalence ratio* (ER) (Gambar 4.16). LHV meningkat seiring bertambahnya temperature (Gambar 4.17). Pada **Gambar 4.16**, LHV tertinggi pada ER 0.15 adalah pada suhu 1100 yakni 49289.97. LHV tertinggi pada ER 0.20 adalah pada suhu 1100 yakni 36487.75. LHV tertinggi pada ER 0.25 adalah pada suhu 1100 yakni 27652.87. LHV tertinggi pada ER 0.30 adalah pada suhu 1100 yakni 20515.32. LHV tertinggi pada ER 0.35 adalah pada suhu 1100 yakni 13819.52. LHV tertinggi pada ER 0.40 adalah pada suhu 1100 yakni 7410.57. Dilihat dari tren tersebut, LHV tertinggi selalu terjadi pada temperature tertinggi untuk setiap *equivalence ratio*. Sehingga seiring meningkatnya temperature, meningkat pula LHV. Pada **Gambar 4.17**, LHV tertinggi pada temperatur 500 adalah pada ER 0.15 yakni 30998.22. LHV tertinggi pada temperatur 600 adalah pada ER 0.15 yakni 33101.39. LHV tertinggi pada temperatur 700 adalah pada ER 0.15 yakni 34580.07. LHV tertinggi pada temperatur 800 adalah pada ER 0.15 yakni 38149.92. LHV tertinggi pada temperatur 900 adalah pada ER 0.15 yakni 41866. LHV tertinggi pada temperatur 1000 adalah pada ER 0.15 yakni 45582.14. LHV tertinggi pada temperatur 1100 adalah pada ER 0.15 yakni 49289.97. Dilihat dari tren tersebut, LHV tertinggi selalu terjadi pada ER terendah untuk setiap temperatur. Sehingga seiring meningkatnya ER, LHV menurun. Sehingga yang optimal adalah pada ER rendah dan suhu tinggi

Adanya peningkatan suhu pada gasifikasi berdampak kepada peningkatan LHVnya. Rata rata peningkatan pada setiap temperature yakni, suhu 500 °C – 600 °C naik sekitar 7%, suhu 600 °C – 700 °C naik sekitar 10%, suhu 700 °C – 800 °C naik sekitar 11%, suhu 800 °C – 900 °C naik sekitar 10%, suhu 900 °C – 1000 °C naik sekitar 9%, dan terakhir pada suhu tertinggi naik sekitar 8%. Berdasarkan nilai LHV, temperatur yang memberikan dampak kenaikan paling signifikan adalah pada suhu 700 °C – 900 °C. Rata rata peningkatan LHV pada setiap kenaikan ER yakni, ER 0.15 – ER 0.20 turun sekitar 26%, ER 0.20 – ER 0.25 turun sekitar 25%, ER 0.25 – ER 0.30 turun sekitar 27%, ER 0.30 – ER 0.35 turun sekitar 34%, dan ER 0.35 – ER 0.40 turun sekitar 47%. Berdasarkan nilai LHV, peningkatan ER memberikan dampak degradasi nilai LHV paling rendah pada ER rendah yakni ER 0.15 – ER 0.25.

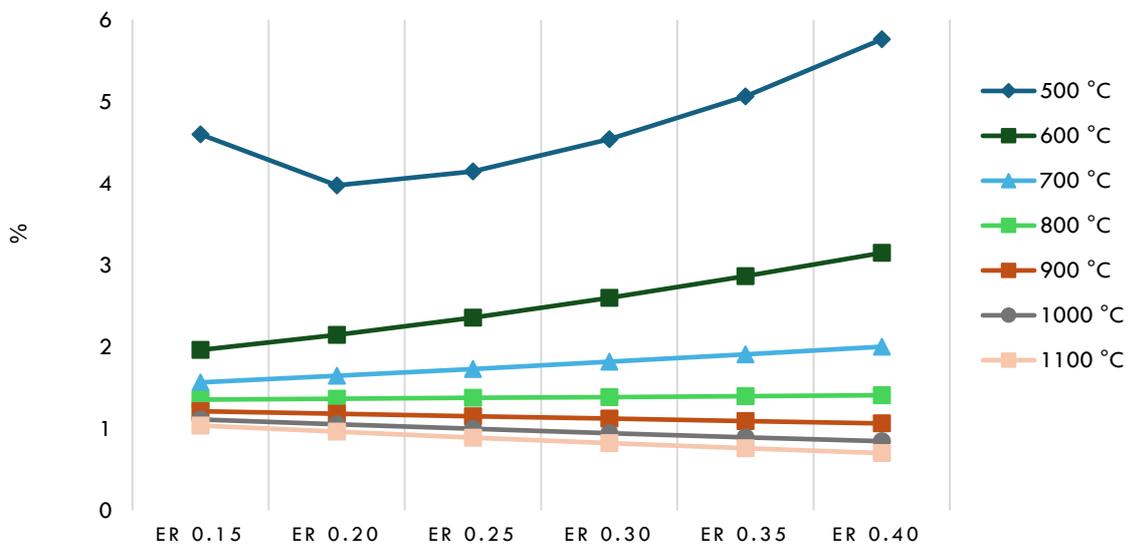
Peningkatan LHV menandakan peningkatan CO dan H₂. Semakin tinggi konsentrasi CO dan H₂ dalam syngas, semakin tinggi LHV-nya. Reaksi oksidasi atau pembakaran CO dan H₂ pastinya melepaskan panas. Reaksi pembakaran $\text{CO} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ dan $\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$. Penurunan LHV menandakan peningkatan CO₂ dan H₂O. Semakin tinggi konsentrasi CO₂ (yang tidak bisa dibakar lagi) dan H₂O. Suhu yang tinggi mendukung reaksi endotermik yang menghasilkan CO dan H₂, seperti reaksi Boudouard ($\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$) dan *steam reforming*

($C+H_2O \rightarrow CO+H_2$). Ini meningkatkan konsentrasi CO dan H_2 , sehingga meningkatkan LHV. Sedangkan ER rendah, oksigen terbatas, maka mendorong reaksi oksidasi parsial yang menghasilkan CO dan H_2 . Maka LHV tetap tinggi. ER tinggi berarti kelebihan oksigen maka menghasilkan pembakaran lengkap, sehingga menghasilkan CO yang tinggi

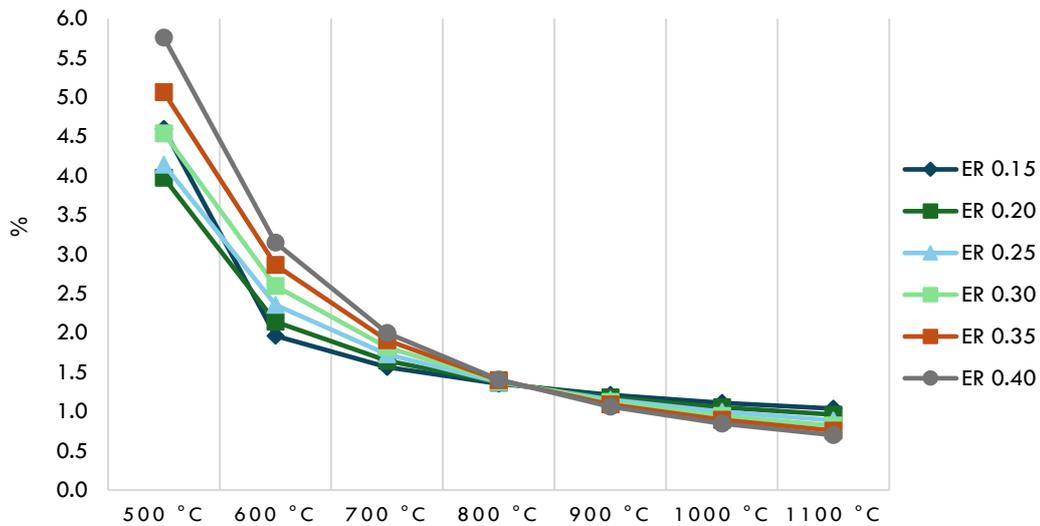
Dengan melihat LHV, kita dapat mengidentifikasi kondisi operasi yang menghasilkan pembakaran paling optimal dan kinerja *syngas* yang terbaik dalam mesin. LHV juga memiliki hubungan dengan ICE. LHV yang tinggi berarti *syngas* mengandung lebih banyak energi per unit massa atau volume. Hal ini akan menghasilkan daya yang lebih besar dari mesin pada volume *syngas* yang sama. Begitu pula sebaliknya untuk LHV rendah. Jika *syngas* memiliki LHV yang rendah, mesin akan memerlukan laju aliran massa atau volume *syngas* yang lebih besar untuk menghasilkan daya yang sama.

4.5 Analisis Pengaruh H₂/CO

Rasio hidrogen terhadap karbon monoksida (H_2/CO) merupakan salah satu parameter penting dalam karakterisasi *syngas* hasil gasifikasi. Rasio ini mencerminkan kualitas *syngas* dan potensi penggunaan selanjutnya, dalam konteks ini adalah *Internal Combustion Engine*. Dalam penelitian ini, analisis terhadap variasi rasio H_2/CO dilakukan untuk mengetahui pengaruh kondisi operasi terhadap komposisi *syngas* yang dihasilkan. Perhitungan rasio H_2/CO dilakukan dengan membandingkan fraksi molar gas hidrogen (H_2) terhadap fraksi molar karbon monoksida (CO). Di bawah ini adalah grafik yang menjelaskan pengaruh ER dan temperature terhadap H_2/CO



Gambar 4. 16 Pengaruh ER dan temperature terhadap H_2/CO (1)



Gambar 4. 17 Pengaruh ER dan temperature terhadap H₂/CO (2)

Data pada Gambar 4.18 menjelaskan tentang pengaruh ER dan temperature terhadap H₂/CO jika dilihat dari peningkatan ER nya. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 500 °C adalah pada ER 0.40 yakni 5.759. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 600 °C adalah pada ER 0.40 yakni 3.148. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 700 °C adalah pada ER 0.40 yakni 5.759. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 800 °C adalah pada ER 0.40 yakni 1.408. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 900 °C adalah pada ER 0.15 yakni 1.212. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 1000 °C adalah pada ER 0.15 yakni 1.111. Nilai H₂/CO tertinggi di temperatur 1100°C adalah pada ER 0.15 yakni 1.037

Dari grafik dan tren di atas dapat dilihat bahwa, puncak rasio H₂/CO yang diamati pada suhu awal yakni 500°C dan 600°C pada ER besar seperti 0.35 dan 0.40. Hal ini dapat dikaitkan dengan reaksi gas air (*water-gas reaction*) dan reaksi Boudouard. Meskipun suhu yang lebih tinggi mempercepat laju reaksi, reaksi pergeseran gas air (*water-gas shift reaction*) yang bersifat eksotermik, menjadi kurang menguntungkan secara termodinamika untuk produksi H₂ pada suhu yang sangat tinggi, Pergeseran ini dapat menyebabkan penurunan relatif H₂ dibandingkan CO, sehingga menurunkan rasio H₂/CO.

Dari data yang ditampilkan di atas pada grafik 4.18 dan grafik 4.19 dapat dilihat bahwa pada suhu rendah hingga menengah (500 – 800 °C), ER 0,40 menghasilkan rasio H₂/CO tertinggi. Pada suhu yang lebih tinggi yakni 900 – 1100 °C, ER optimal dengan kata lain ER yang menghasilkan H₂/CO yang optimal mulai bergeser ke nilai yang lebih rendah yaitu ER 0,15. Dapat disimpulkan bahwa seiring peningkatan ER, proses gasifikasi lebih mengarah ke pembakaran yang pastinya mengarah ke produksi *syngas* yang lebih tinggi yaitu CO₂, H₂O,

maupun H₂, yang terjadi karena peningkatan ketersediaan oksigen sehingga mendorong oksidasi. Peningkatan ER juga berhubungan dengan peningkatan hasil *syngas* secara keseluruhan termasuk H₂ dan CO hingga titik tertentu. Namun, di luar ER sekitar 0,37, konsentrasi H₂ dan CO mulai menurun.

Dari tren data yang ditampilkan di atas pada grafik dapat dilihat bahwa adanya pengaruh reaksi *water-gas shifting* $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$. Karena reaksi ini bersifat eksotermik, maka pembentukan H₂ lebih terjadi pada suhu rendah. Pada suhu tinggi, kesetimbangan reaksi *water-gas shifting* kembali ke reaktan yakni CO dan H₂O, sehingga berkurangnya produksi H₂ juga yang berdampak pada rasio H₂/CO yang ikut menurun. Ada pula hubungannya dengan reaksi Boudouard ($\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$). Reaksi ini bersifat endotermik sehingga dominan terjadi di suhu tinggi. Sehingga pembentukan CO biasanya lebih banyak saat di suhu tinggi. Tingginya komposisi CO dapat menurunkan rasio H₂/CO, jika H₂ tidak proposional sebanding dengan CO. Reaksi terakhir yang mungkin dapat berpengaruh adalah reaksi *steam reformation* ($\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$). Reaksi ini bersifat endotermik sehingga reaksi ini dapat terjadi pada suhu tinggi. Jika dilihat berdasarkan data pada gambar 4.15, nilai CH₄ pada suhu tinggi sangatlah rendah. Contohnya pada suhu 1000°C – 1100°C, rata-rata CH₄nya adalah 1.79E-05 kg/hr. Karena laju aliran CH₄ yang cukup rendah, baik pada hasil *syngas*, maupun pada tahapan reduksi oksidasi, sehingga reaksi *steam reformation* ini tidak terlalu berdampak pada konversi CH₄ menjadi CO dan tidak terlalu berdampak pada rasio H₂/CO.

4.6 Kesetimbangan Massa dan Energi

Kesetimbangan massa dan energi merupakan aspek penting dalam evaluasi performa proses gasifikasi, karena menentukan efisiensi konversi dan kestabilan sistem. Kesetimbangan massa pada keseluruhan dalam proses gasifikasi dapat dilihat pada tabel berikut. Tabel di bawah ini menjelaskan kesetimbangan massa masing-masing stream sesuai PFD, yang mana diketahui total massa yang masuk harus sama dengan total massa yang keluar. Kolom berwarna biru merupakan stream IN dan kolom hijau merupakan stream OUT.

Tabel 4. 3 Kesetimbangan Massa B-DECOMP (kg/hr)

| B-DECOMP | | |
|----------|---------|--------|
| | Biomass | Decomp |
| Total | 100 | 100 |

Balance

Tabel 4. 4 Kesenimbangan Massa B-GIBBS1 (kg/hr)

| B-GIBBS1 | | | | |
|-----------------|------------|---------------|--------------|---------------|
| Total | Decomp | Air | Crecycle | Gasif 1 |
| | 100 | 133.76 | 56.19 | 289.95 |

balance

Tabel 4. 5 Kesenimbangan Massa B-GIBBS2 (kg/hr)

| B-GIBBS2 | | |
|-----------------|---------------|---------------|
| Total | Gasif 1 | Gasif 2 |
| | 289.95 | 289.95 |

balance

Tabel 4. 6 Kesenimbangan Massa ASHSEP (kg/hr)

| ASHSEP | | | |
|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Total | Gasif 2 | Prodgas | Ashgasif |
| | 289.95 | 118.31 | 171.63 |

balance

Tabel 4. 7 Kesenimbangan Massa CYCLONE (kg/hr)

| CYCLONE | | | |
|----------------|---------------|--------------|--------------|
| Total | Prodgas | Syngas | Solid |
| | 118.31 | 51.51 | 66.80 |

balance

Tabel 4. 8 Kesenimbangan Massa CSEP (kg/hr)

| CSEP | | | |
|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Total | Solid | Cwaste | Crecycle |
| | 66.80 | 10.61 | 56.19 |

balance

Tabel 4. 9 Kesenimbangan Massa ASH-C (kg/hr)

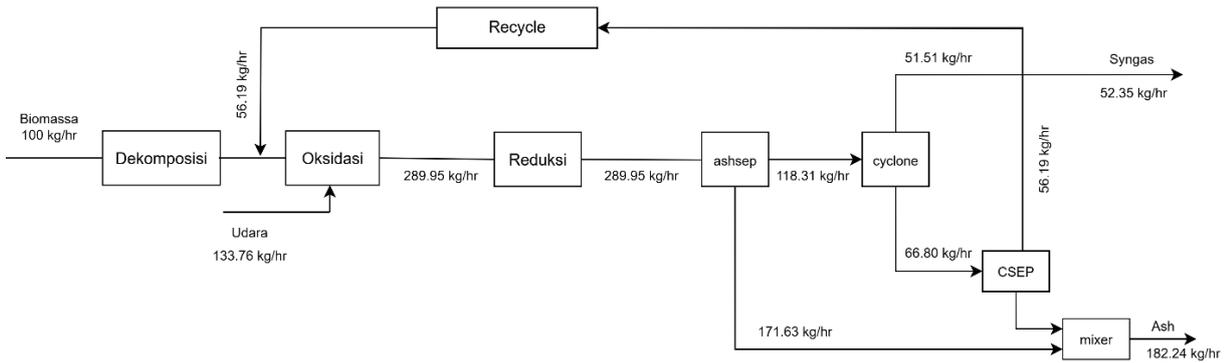
| ASH-C | | | |
|--------------|---------------|--------------|---------------|
| Total | Ashgasif | Cwaste | Ash |
| | 171.63 | 10.61 | 182.24 |

balance

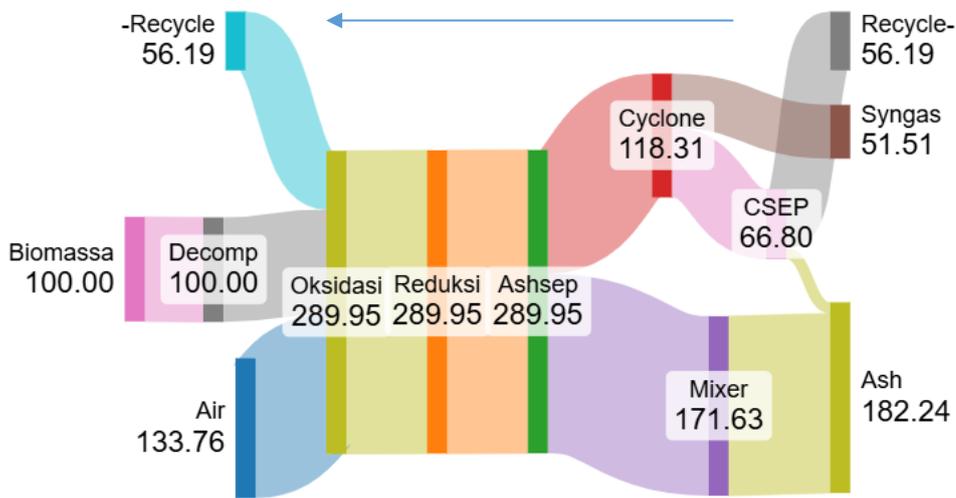
Tabel 4. 10 Kesenimbangan Massa COOLER (kg/hr)

| COOLER | | |
|---------------|--------------|---------------|
| Total | Syngas | Cgas |
| | 51.51 | 51.512 |

balance



Gambar 4. 18 Diagram Keseimbangan Massa



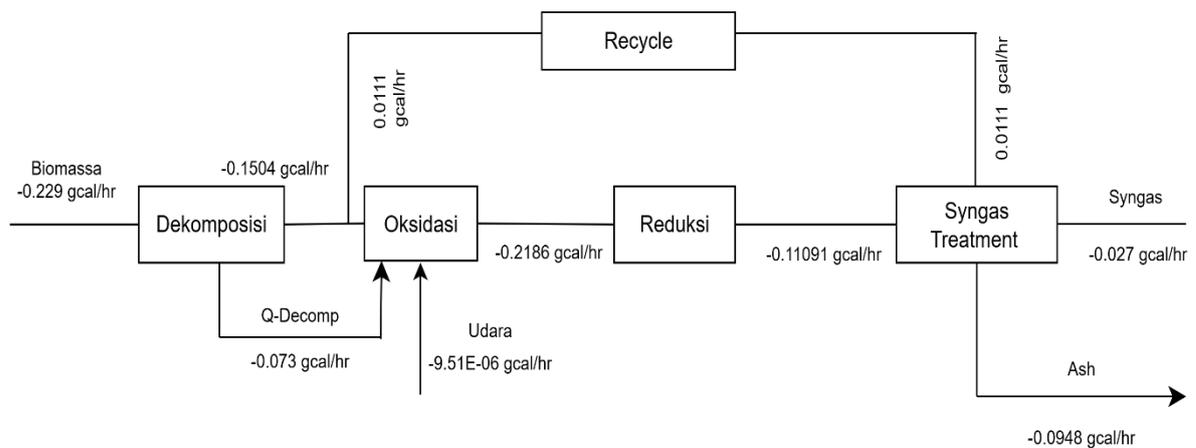
Gambar 4. 19 Sankey Diagram Keseimbangan Massa (kg/hr)

Pada subbab ini akan menjelaskan keseimbangan massa dari proses gasifikasi yang sudah disimulasikan di ASPEN Plus dengan biomassa *food waste*. Prinsip keseimbangan massa menyatakan bahwa total massa yang masuk harus sama dengan total massa yang keluar. Terdapat 8 blok yang dianalisis keseimbangannya seperti yang sudah ditampilkan pada tabel 4.8 sampai 4.13. Prosesnya dibagi menjadi dua yaitu proses gasifikasi yang berawal dari blok B-DECOMP sampai B-GIBBS2 dan proses *syngas treatment* yang berawal dari blok ASHSEP hingga COOLER. B-DECOMP adalah unit pertama yang berfungsi sebagai proses devolatilisasi biomassa 100 kg/hr pada 250°C dan 1 bar, memecahnya menjadi volatil (seperti gas, dan tar) dan padatan (C, S, abu). Unit ini tidak melibatkan reaksi, hanya pemisahan, dengan total aliran masuk dan keluar 100 kg/jam. Selanjutnya, B-GIBBS1 berfungsi sebagai zona oksidasi, menerima input dari aliran B-DECOMP, udara, dan recycle, dengan total 289.95 kg/hr pada 250°C dan 1 bar. Di unit ini, terjadi berbagai reaksi seperti oksidasi parsial, *steam*

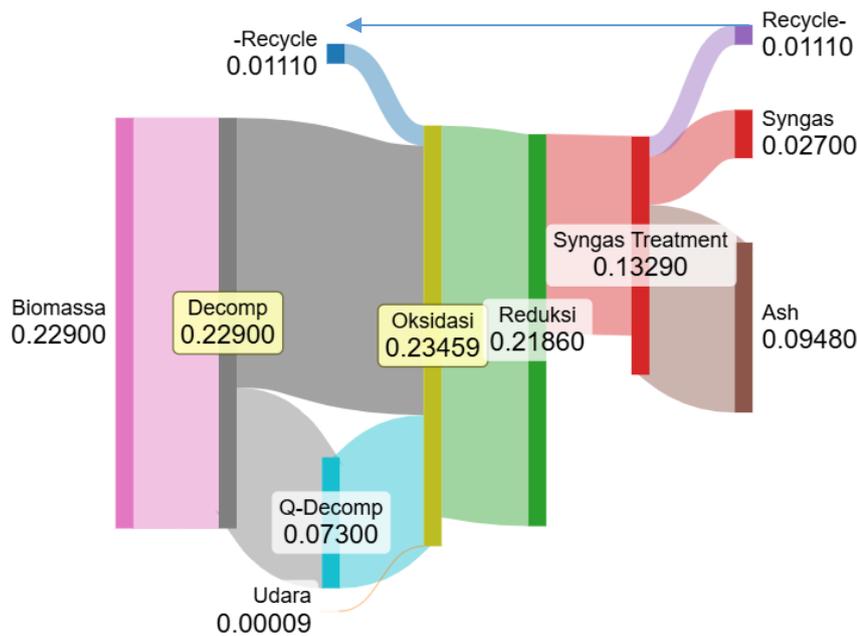
char, *boudouard*, *water gas shift*, dan *methanation*, menghasilkan gas. Aliran keluar dari B-GIBBS1 sama dengan aliran masuknya, yaitu 289.95 kg/jam. Kemudian, B-GIBBS2 adalah zona reduksi yang beroperasi pada variasi suhu 500–1100°C dan tekanan 1 bar, dengan total aliran masuk dan keluar tetap 289.95 kg/jam.

Setelah proses inti gasifikasi, terdapat proses separasi atau pemisahan yakni dimulai dari ASHSEP yang bertanggung jawab memisahkan abu dari aliran B-GIBBS2 (289.95 kg/jam) menjadi PRODGAS (produk gas yang akan diproses lebih lanjut) dengan 118.31 kg/hr dan ASHGASIF (limbah padatan seperti char, abu, sulfur), dengan 171.63 kg/hr. CYCLONE kemudian menangkap partikel padatan yang terbawa oleh prodgas menghasilkan *syngas* (51.51 kg/hr) dan solid (66.80 kg/hr). Unit CSEP menghasilkan CRECYCLE yang dapat dimanfaatkan kembali, serta CWASTE sebagai limbah padatan yang tidak dapat digunakan. Terakhir, ASH-C mengumpulkan semua limbah padatan (CWASTE dan ASHGASIF) menggunakan mixer, menyeimbangkan kesetimbangan massa dan menghasilkan aliran limbah padatan sebesar 180.24 kg/jam.

Selain analisis kesetimbangan massa yang sudah dibahas di paragraf sebelumnya, perlu juga dibahas tentang kesetimbangan energi yang merupakan hal yang cukup penting juga dalam evaluasi kinerja proses gasifikasi dalam ASPEN Plus. Berdasarkan *Law of Conservation Energy* atau hukum kekekalan energi, energi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan, melainkan hanya dapat berubah bentuk atau berpindah. Maka dari itu total energi yang masuk ke dalam sebuah sistem gasifikasi atau ke dalam sebuah blok harus setara dengan total energi yang keluar, termasuk energi yang dianggap hilang sebagai panas.



Gambar 4. 20 Diagram Kesetimbangan Energi



Gambar 4. 21 Sankey Diagram Kestimbangan Energi (gcal/hr)

Diagram blok di atas menunjukkan aliran energi untuk setiap stream dan blok. Dimulai dari blok dekomposisi yang mana inputnya adalah biomassa (-0.229 gcal/hr). Adanya panas eksternal dari Q-Decomp (-0.073 gcal/hr) yang merepresentasikan pertukaran panas untuk unit ini. Tanda negatif menunjukkan bahwa unit melepaskan panas atau eksotermik. Keluarannya adalah reduksi 0.0111 gcal/hr. Sifat pada unit ini adalah eksotermik karena ΔH Dekomposisi bernilai negatif (-0.073 gcal/hr). Selanjutnya untuk unit reduksi, masukannya berupa dekomposisi (0.150 gcal/hr), udara (-9.51×10^{-6} gcal/hr), dan *recycle* (0.0111 gcal/hr). Keluarannya ke oksidasi (-0.218 gcal/hr). Maka, ΔH Reduksi adalah -0.079 gcal/hr. Karena ΔH Reduksi bernilai negatif (-0.079 gcal/hr), proses dalam unit reduksi adalah eksotermik.

Selanjutnya untuk unit oksidasi, masukannya dari stream unit reduksi (-0.2186 gcal/hr), dan keluarannya ke *syngas treatment* (-0.11091 gcal/hr). Maka ΔH oksidasi adalah 0.107 gcal/hr. Karena ΔH oksidasi bernilai positif, proses dalam unit oksidasi adalah endotermik. Terakhir adalah unit *syngas treatment*, yakni masukan dari oksidasi (-0.1109 gcal/hr) dan keluarannya ke *syngas* (-0.027 gcal/hr), ash (-0.0948 gcal/hr), *recycle* (0.011 gcal/hr). Maka ΔH *syngas treatment* adalah -0.00021 gcal/hr. Karena ΔH *syngas treatment* adalah nilai positif walau nilainya sangat kecil, proses ini dianggap sangat sedikit eksotermik yang mana melepas panas dari lingkungan.

4.7 Diskusi

Sebelum masuk ke pembahasan mengenai data, dalam penelitian ini dilakukan modifikasi yakni udara (air) sebagai *gasifying agent* menggantikan *steam*. Manfaat penggantian *gasifying agent* ini tidak hanya untuk menyederhanakan proses karena tidak perlu produksi steam eksternal yang memerlukan energi tambahan, tetapi juga karena manfaat teknis lainnya. Penggunaan udara menghasilkan reaksi parsial pembakaran (*partial oxidation*) yang bersifat eksotermik, sehingga dapat menyuplai kebutuhan panas untuk gasifikasi secara mandiri, menjadikan sistem autothermal dan lebih hemat energi dibandingkan gasifikasi menggunakan steam yang sepenuhnya endotermik. Selain berdasarkan beberapa literatur menyebutkan bahwa, gasifikasi menggunakan *steam* menghasilkan kandungan H₂ dan CO₂ yang lebih tinggi dibandingkan dengan gasifikasi menggunakan udara. Dalam *steam gasification*, pembentukan CO lebih rendah karena didominasi oleh reaksi *water-gas shift*. (Natarajan et al., 2022). Gasifikasi dengan udara tetap jadi pilihan populer karena murah dan praktis, meskipun berdampak pada *syngas* dengan LHV lebih rendah karena kandungan N₂ tinggi. (Gao et al., 2023) Tetapi berdasarkan hasil simulasi yang sudah dilakukan dan data pada subbab 4.4, nilai LHV tidak terlalu rendah dan cukup optimal untuk dimanfaatkan ke *internal combustion engine*.

Hasil optimal diperoleh pada variasi ER rendah yakni 0.15 dan semakin tinggi temperature semakin baik. Kondisi ini menghasilkan *syngas* yang baik karena gasifier bekerja pada keseimbangan optimal antara reaksi eksotermik dan endotermik, sehingga menghasilkan *syngas* dengan kadar CO dan H₂ tertinggi tanpa memerlukan energi eksternal tambahan. Pada *temperature* 1100 °C, reaksi Boudouard ($C+CO_2 \rightarrow 2CO$) dan *water gas shift* ($C+H_2O \rightarrow CO+H_2$) bergeser ke kanan ke arah produk. Hal ini memaksimalkan konversi C menjadi CO dan H₂, sekaligus memecah hidrokarbon sehingga kandungan CH₄ sangat rendah. Pada variasi *temperature* ini, metana (CH₄) mengalami dekomposisi melalui *thermal cracking* dan reaksi *steam methane reforming* mengakibatkan kandungan CH₄ dalam produk gas mendekati nol pada suhu tinggi. Kedua mekanisme ini menyebabkan peningkatan CO pada setiap peningkatan *temperature*. Selain itu, H₂ pada suhu 600-700°C mengalami peningkatan, namun kemudian menurun saat reaksi *water gas shift* mengonsumsi kembali H₂ untuk membentuk CO dan H₂O.

Peningkatan *temperature* secara langsung menyebabkan kenaikan LHV. Hal ini terjadi karena pada suhu yang lebih tinggi, gas-gas pembakar utama yaitu CO dan H₂ bertambah. Peningkatan konsentrasi kedua gas inilah yang secara signifikan meningkatkan nilai kalor (LHV) gas yang dihasilkan. Temperatur yang menghasilkan nilai LHV tertinggi adalah pada

suhu 1100°C. Pada suhu ini, diperoleh komposisi *syngas* yang paling baik. Kondisi optimal ini terjadi reaksi endotermik seperti reaksi Boudouard ($C+CO_2 \rightarrow 2CO$) dan reaksi *Steam Char* ($C+H_2O \rightleftharpoons CO+H_2$) berlangsung secara optimal. Ini berarti konversi karbon padatan biomassa menjadi CO dan H₂ berlangsung secara maksimal.

Berdasarkan data H₂/CO pada subbab analisis di atas, pada suhu 500-600°C, reaksi *water gas shift* dan Boudouard mendominasi, namun ketika *temperature* dinaikkan di atas 700°C, keseimbangan *water gas shift* bergeser ke kiri mengurangi produksi H₂, sementara reaksi Boudouard yang endotermik semakin aktif, membuat CO lebih dominan dan rasio H₂/CO menurun. Selain itu, peningkatan ER dari 0.15 ke 0.4 menyebabkan lebih banyak oksigen untuk reaksi oksidasi parsial, mengubah karbon dan CO menjadi CO₂ dan H₂ menjadi H₂O, yang secara keseluruhan juga menurunkan rasio H₂/CO. Oleh karena itu, suhu tinggi dan ER tinggi secara bersamaan cenderung menurunkan rasio H₂/CO. Meskipun demikian, untuk aplikasi *lean-burn* yang ideal dengan emisi NO_x rendah dan minim risiko *knocking*, penelitian menunjukkan bahwa rentang *temperature* 900-1100°C dan ER 0.15-0.4 menghasilkan rasio H₂/CO yang optimal antara 0.5 hingga 1. Selain itu, seperti sudah diketahui pada subbab sebelumnya, yang mana komposisi *syngas* mudah terbakar yakni H₂, CO, dan CH₄ berkaitan dengan nilai kalor atau LHV di dalamnya. Peningkatan H₂ pastinya meningkatkan nilai kalor karena H₂ memiliki nilai kalor yang sangat tinggi.

Jikalau dilihat pada **Gambar 4.18**, terdapat anomali tren pada suhu 500 °C yang mana membentuk huruf “u” dari variasi ER 0.15 – ER 0.40. Pada ER 0.15, rasio H₂/CO nya sangat tinggi, hal ini berarti jumlah CO relatif sedikit dibandingkan dengan oksidan ataupun uap air (H₂O). Pada ER 0.15 ini, berarti kadar oksigen masih sangat terbatas yang masuk, akibatnya reaksi pada tahap pirolisis / dekomposisi dan oksidasi parsial masih sangat terbatas juga, berarti jumlah CO yang dihasilkan juga sedikit. Selanjutnya, terjadi penurunan awal dari ER 0.15 → ER 0.20 dikarenakan peningkatan konsentrasi CO, hal ini menandakan lebih banyaknya terjadi reaksi oksidasi parsial akibat penampahan oksigen. Pada saat yang sama, konsentrasi H₂ meningkat sedikit tetapi tidak semelonjak CO karena adanya pengaruh dari reaksi *water-gas shifting* yang merupakan sumber utama H₂ pada tahap ini, tetapi laju jalannya reaksi masih lambat dan belum mampu mengimbangi CO. Kemudian, trennya naik lagi dari ER 0.20 sampai ER 0.40, H₂ tidak meningkat melainkan tingkat konsumsi CO yang jauh lebih tinggi dibandingkan tingkan konsumsi H₂ pada berbagai reaksi. Jika dilihat dari laju konsentrasi CO mengalami penurunan drastis pada ER tinggi. Hal ini menunjukkan bahwa laju konsumsi CO jauh lebih besar dibandingkan laju produksi CO. Jika dihubungkan dengan reaksi oksidasi

parsial $\text{CO} + 0.5\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$, karena ER tinggi maka lebih banyak oksigen yang masuk dan mengoksidasi CO menjadi CO_2 . Kemungkinan ini adalah reaksi paling dominan dalam laju konsumsi utama CO. Selanjutnya didukung juga dengan reaksi *water gas shifting* yang bersifat eksotermik (efektif pada suhu rendah) sehingga mempercepat konsumsi CO terutama pada suhu rendah yakni 500 °C

Dari **Gambar 4.21**, proses gasifikasi dalam penelitian ini dapat dibagi menjadi 2 yakni gasifikasi dan *syngas treatment*. Gasifikasi berupa proses dari masuknya biomassa hingga stream PRODGAS, sedangkan *syngas treatment* meliputi proses separasi atau pemisahan kandungan yang tidak dibutuhkan. Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa biomassa yang masuk sebesar -0.229 gcal/hr, selanjutnya melewati tahapan tahapan gasifikasi dan menghasilkan -0.11091 gcal/hr pada stream PRODGAS. Kemudian dilanjutkan melalui tahapan *syngas treatment* yang menghasilkan *syngas* sebesar -0.027 gcal/hr. Maka ΔH gasifikasi sebesar -0.11809 gcal/hr, ΔH *syngas treatment* sebesar -0.00021 gcal/hr, dan ΔH sistem keseluruhan adalah -0.1072 gcal/hr. Secara keseluruhan proses gasifikasi, proses bersifat eksotermik yang mana melepas panas dari lingkungan. Pada energy balance masih ada energi yang tidak balance atau panas yang dilepas ke lingkungan karena pengaruhnya dengan input yang dimasukkan dalam aspen. Pada block R-Yield B-DECOMP terdapat nilai basis yield yang harus dimasukkan. Nilai yield ini diambil dari data eksperimen laboratorium, sehingga memiliki kemungkinan tidak sepenuhnya sesuai dengan basis data internal Aspen Plus. Dikarenakan hasil eksperimen, sehingga terdapat warning pada ASPEN Plus yaitu atomic imbalance, yang menandakan adanya ketidaksetimbangan jumlah atom antara reaktan dan produk dalam reaksi yang didefinisikan. Warning ini terjadi karena ketidaksesuaian antara komposisi aktual biomassa (hasil eksperimen) dengan data basis dalam sistem Aspen Plus. Warning atomic imbalance ini menghasilkan ketidak setimbangan energy dalam keseluruhan reaksi. Walau warning atomic imbalance tetapi data hasil *syngas* masih bisa digunakan karena atomic imbalance ini merupakan hal yang umum terjadi dalam ASPEN Plus terutama saat menggunakan block R-Yield dan merupakan karakteristik dari biomassanya itu sendiri.

Dalam penelitian tugas akhir ini, terdapat 2 variabel proses yang digunakan yakni temperature dan equivalence ratio. Alasan memilih 2 variabel proses tersebut adalah karena keduanya merupakan parameter penting yang mempengaruhi jalannya reaksi dan kualitas *syngas* yang dihasilkan. Variabel proses temperatur dipilih karena proses gasifikasi terdiri dari reaksi-reaksi endotermik dan eksotermik yang pastinya sangat bergantung dengan suhu reaktor. Sedangkan, pemilihan *equivalence ratio* dipilih karena dalam proses gasifikasi membutuhkan

gasifying agent dalam prosesnya. Salah satu *gasifying agent* yang dapat digunakan adalah udara. *Equivalence ratio* itu sendiri adalah perbandingan antara jumlah udara aktual yang digunakan terhadap jumlah udara yang dibutuhkan untuk pembakaran stoikiometri. ER mempengaruhi apakah lebih ke arah pembakaran, gasifikasi, atau bahkan pembentukan CO₂ yang tidak diinginkan. Pada nilai ER yang rendah (sekitar 0.15–0.25), reaksi cenderung menghasilkan *syngas* yang kaya CO dan H₂. Namun jika ER terlalu tinggi, jumlah oksigen yang berlebih akan mengarah pada pembakaran sempurna yang menghasilkan CO₂, sehingga nilai LHV menurun.

Dari kedua variabel proses tersebut, menurut hasil analisis dan based on data, temperatur adalah variabel yang lebih dominan dan lebih penting untuk diperhatikan dalam proses gasifikasi. Hal ini dikarenakan temperatur memberikan pengaruh langsung untuk kecepatan reaksi kimia dalam proses gasifikasi, sedangkan ER kurang memberi pengaruh langsung pada reaksi kimia. Kenaikan temperatur efektif meningkatkan CO dan H₂ dalam *syngas*, sedangkan peningkatan ER lebih sensitif dan lebih beresiko, karena gasifikasi jelas membutuhkan udara sebagai *gasifying agent* di dalamnya tetapi jika kelebihan oksigen akan mendorong reaksi pembakaran total yang mana dominan menghasilkan CO₂ tinggi dan LHV rendah.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berikut merupakan Kesimpulan yang didapat berdasarkan data dan analisa yang dilakukan:

1. Meningkatnya suhu reaktor akan meningkatkan produksi *syngas* yang dibutuhkan (H_2 dan CO). Hal ini mempercepat reaksi endotermik seperti Boudouard dan *steam reforming*, sekaligus secara drastis mengurangi CH_4 serta CO_2 . Suhu reaktor yang optimal adalah pada range $900 - 1100^\circ C$. Sebaliknya, peningkatan *equivalence ratio* (ER) menggeser reaksi dominan ke arah oksidasi, menandakan pasokan oksigen berlebih. Akibatnya, terjadi penurunan konsentrasi H_2 , CO , dan CH_4 , serta peningkatan CO_2 . Nilai *equivalence ratio* yang optimal adalah pada ER rendah yakni $0.15 - 0.25$.
2. Nilai *Lower Heating Value* (LHV) *syngas* umumnya mengikuti tren naik seiring peningkatan suhu, mencapai titik optimal di range sekitar $900 - 1100^\circ C$ di semua variasi ER. Ini disebabkan oleh pembentukan CO dan H_2 yang lebih efektif. Namun, peningkatan ER justru cenderung menurunkan LHV secara signifikan, terutama pada suhu rendah, karena adanya pembakaran yang tidak sempurna yang menghasilkan gas tanpa nilai kalor. Sementara itu, rasio H_2/CO menunjukkan penurunan seiring kenaikan suhu. Pengaruh ER terhadap rasio ini kompleks: rasio meningkat pada suhu rendah hingga menengah, namun menurun drastis pada suhu tinggi. Untuk aplikasi di *Internal Combustion Engine* (ICE), rasio H_2/CO yang paling efektif berada di kisaran $0,5-1$, dengan kondisi operasional paling ideal ditemukan pada rentang suhu $800-1000^\circ C$ dan ER antara $0,15-0,25$.

5.2 Saran

Berikut adalah saran yang dapat dipertimbangkan dari hasil penelitian tugas akhir ini:

- Berdasarkan hasil analisis energi pada sistem gasifikasi, diketahui bahwa proses ini secara keseluruhan melepaskan panas sebesar -0.1072 gcal/hr, yang menunjukkan bahwa sistem bersifat eksotermik. Energi panas yang terbuang dapat diintegrasikan dengan sistem utilitas seperti cooling water pada unit pendingin (cooler). Energi panas yang terbuang dapat dimanfaatkan kembali, misalnya untuk memanaskan udara masuk (pre-heating) atau sebagai sumber energi bagi sistem pemanas air proses lainnya.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Adistia, N.A., Nurdiansyah, R.A., Fariko, J., Vincent, V., Simatupang, J.W., 2020. Potensi Energi Panas Bumi, Angin, Dan Biomassa Menjadi Energi Listrik Di Indonesia. *TESLA J. Tek. Elektro* 22, 105. <https://doi.org/10.24912/tesla.v22i2.9107>
- Arhamsyah, A., 2010. Pemanfaatan Biomassa Kayu Sebagai Sumber Energi Terbarukan. *J. Ris. Ind. Has. Hutan* 2, 42. <https://doi.org/10.24111/jrihh.v2i1.914>
- Barontini, F., Frigo, S., Gabrielli, R., Sica, P., 2021. Co-gasification of woody biomass with organic and waste matrices in a down-draft gasifier: An experimental and modeling approach. *Energy Convers. Manag.* 245, 114566. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114566>
- Basu, P., 2013. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory, Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory. <https://doi.org/10.1016/C2011-0-07564-6>
- Candidate : Ke Sun Title : Optimization of biomass gasification reactor using Aspen Plus, 2014.
- Chen, H., Li, B., Yang, H., Yang, G., Zhang, S., 2008. Experimental investigation of biomass gasification in a fluidized bed reactor. *Energy and Fuels* 22, 3493–3498. <https://doi.org/10.1021/ef800180e>
- Chutichai, B., Patcharavorachot, Y., Assabumrungrat, S., Arpornwichanop, A., 2015. Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy* 82, 406–413. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.01.051>
- De Lasa, H., Salaices, E., Mazumder, J., Lucky, R., 2011. Catalytic steam gasification of biomass: Catalysts, thermodynamics and kinetics. *Chem. Rev.* 111, 5404–5433. <https://doi.org/10.1021/cr200024w>
- Ditekindhan, Ditjen Pothan Kemhan, 2024. Energi Baru dan Terbarukan (EBT) Sebagai Teknologi Alternatif Dimasa Depan Dalam Mendukung Pertahanan Negara.
- Elkhalifa, S., Al-Ansari, T., Mackey, H.R., McKay, G., 2019. Food waste to biochars through pyrolysis: A review. *Resour. Conserv. Recycl.* 144, 310–320. <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2019.01.024>
- Fatema, J., Ahmed, T., Islam, M.M., Sakib, M.N., Chowdhury, A.M.S., Haque, P., 2022. Gasification of kitchen wastes in an updraft fluidized bed gasifier and simulation of the process with Aspen Plus. *J. Clean. Prod.* 371. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.133670>

- Ferreira, S., Monteiro, E., Brito, P., Vilarinho, C., 2020. A Comprehensive Review on Biomass Gasification Modified Equilibrium Models. *Adv. Energy Res.* 1–49. <https://doi.org/10.37247/aer.1.2020.7>
- Gao, Y., Wang, M., Raheem, A., Wang, F., Wei, J., Xu, D., Song, X., Bao, W., Huang, A., Zhang, S., Zhang, H., 2023. Syngas Production from Biomass Gasification: Influences of Feedstock Properties, Reactor Type, and Reaction Parameters. *ACS Omega* 8, 31620–31631. <https://doi.org/10.1021/acsomega.3c03050>
- Golden, T., Reed, B., Das, A., 1988. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. SERI . U.S. Dep. Energy 148.
- Haydary, J., 2019. Chemical Process Design and Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications, General Procedure for Process Simulation.
- Kaupp, A., Goss, J.R., 2011. State of the art report for small scale (50 kW) 191–192. <https://doi.org/10.1109/ismar.2008.4637361>
- Khairuna, Ulfia, Maryam, Ikhbar, S., Rusmina, C., 2024. Optimalisasi Energi Biomassa : Solusi Energi Terbarukan untuk Ekonomi Hijau dengan Tinjauan Finansial dan Lingkungan IX, 10284–10291.
- Kumar, A., Jones, D.D., Hanna, M.A., 2009. Thermochemical biomass gasification: A review of the current status of the technology. *Energies* 2, 556–581. <https://doi.org/10.3390/en20300556>
- Laurence, L.C., Ashenafi, D., 2012. Syngas treatment unit for small scale gasification - Application to IC engine gas quality requirement. *J. Appl. Fluid Mech.* 5, 95–103. <https://doi.org/10.36884/jafm.5.01.11963>
- Lv, P.M., Xiong, Z.H., Chang, J., Wu, C.Z., Chen, Y., Zhu, J.X., 2004. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. *Bioresour. Technol.* 95, 95–101. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.02.003>
- Murugesan, P., Raja, V., Dutta, S., Moses, J.A., Anandharamakrishnan, C., 2022. Food waste valorisation via gasification – A review on emerging concepts, prospects and challenges. *Sci. Total Environ.* 851. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.157955>
- Natarajan, A., Venugopal, D., Thangavelu, L., 2022. Investigation of Biomass Gasification Simulation Using Air, Steam, and Oxygen As Gasifying Agent. *Therm. Sci.* 26, 5109–5119. <https://doi.org/10.2298/TSCI220207092N>
- Opatokun, S.A., Strezov, V., Kan, T., 2015. Product based evaluation of pyrolysis of food waste and its digestate. *Energy* 92, 349–354. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.02.098>

Peraturan Presiden, 2006.

Puig-Arnabat, M., Bruno, J.C., Coronas, A., 2010. Review and analysis of biomass gasification models. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 14, 2841–2851. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030>

Rabetanetiarianana, J.C.I., Radanielina, M.H., Rakotondramiarana, H.T., Morau, D., 2022. A Survey of the Gasification of Residual Household Waste. *Smart Grid Renew. Energy* 13, 268–293. <https://doi.org/10.4236/sgre.2022.1311017>

Safarian, S., Richter, C., Unnthorsson, R., 2019. Waste Biomass Gasification Simulation Using Aspen Plus: Performance Evaluation of Wood Chips, Sawdust and Mixed Paper Wastes. *J. Power Energy Eng.* 07, 12–30. <https://doi.org/10.4236/jpee.2019.76002>

Setyono, A.E., Kiono, B.F.T., 2021. Dari Energi Fosil Menuju Energi Terbarukan: Potret Kondisi Minyak dan Gas Bumi Indonesia Tahun 2020 – 2050. *J. Energi Baru dan Terbarukan* 2, 154–162. <https://doi.org/10.14710/jebt.2021.11157>

Suhendi, E., Paradise, G.U., Priandana, I., 2017. Pengaruh Laju Alir Udara Dan Waktu Proses Gasifikasi Terhadap Gas Producer Limbah Tangkai Daun Tembakau Menggunakan Gasifier Tipe Downdraft. *J. Bahan Alam Terbarukan* 5, 45–53. <https://doi.org/10.15294/jbat.v5i2.6054>

TSANG, P., 2011. 多种基于 Aspen Plus 煤干馏工艺模型的建立及对比分析 刘志高 14.

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN A

Tabel A. 1 Data Syngas Variasi ER 0.15

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 3.69 | 17.06 | 5.23 | 1.21 |
| 600 | 14.29 | 14.99 | 2.08 | 2.003 |
| 700 | 19.70 | 12.20 | 0.14 | 2.20 |
| 800 | 21.79 | 10.53 | 0.0092 | 2.10 |
| 900 | 23.30 | 9.24 | 0.0009 | 2.01 |
| 1000 | 24.49 | 8.23 | 0.0001 | 1.94 |
| 1100 | 25.44 | 7.41 | 2.50E-05 | 1.88 |

Tabel A. 2 Data Syngas Variasi ER 0.20

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 4.40 | 20.34 | 4.66 | 1.25 |
| 600 | 12.38 | 17.78 | 0.86 | 1.89 |
| 700 | 16.10 | 15.37 | 0.04 | 1.89 |
| 800 | 18.20 | 13.62 | 0.002 | 1.77 |
| 900 | 19.83 | 12.22 | 0.0003 | 1.67 |
| 1000 | 21.15 | 11.09 | 0.0000 | 1.59 |
| 1100 | 22.22 | 10.17 | 6.93E-06 | 1.52 |

Tabel A. 3 Data Syngas Variasi ER 0.25

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 4.270 | 22.751 | 2.972 | 1.263 |
| 600 | 9.842 | 20.523 | 0.280 | 1.656 |
| 700 | 12.618 | 18.399 | 0.011 | 1.558 |
| 800 | 14.627 | 16.686 | 0.0007 | 1.437 |
| 900 | 16.258 | 15.290 | 0.0001 | 1.336 |
| 1000 | 17.589 | 14.149 | 0.0000 | 1.253 |
| 1100 | 18.682 | 13.212 | 1.79E-06 | 1.186 |

Tabel A. 4 Data Syngas Variasi ER 0.30

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 3.651 | 24.805 | 1.361 | 1.184 |
| 600 | 7.132 | 23.047 | 6.73E-02 | 1.324 |
| 700 | 9.304 | 21.247 | 2.61E-03 | 1.207 |
| 800 | 11.086 | 19.722 | 1.65E-04 | 1.097 |
| 900 | 12.565 | 18.455 | 1.60E-05 | 1.006 |
| 1000 | 13.785 | 17.409 | 2.17E-06 | 0.930 |
| 1100 | 14.795 | 16.544 | 3.87E-07 | 8.68E-01 |

Tabel A. 5 Data Syngas Variasi ER 0.35

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 2.660 | 26.604 | 0.358 | 0.961 |
| 600 | 4.586 | 25.283 | 0.010 | 0.938 |
| 700 | 6.182 | 23.924 | 0.0004 | 0.842 |
| 800 | 7.577 | 22.729 | 2.62E-05 | 0.756 |
| 900 | 8.756 | 21.719 | 2.50E-06 | 0.682 |
| 1000 | 9.738 | 20.877 | 3.32E-07 | 0.622 |
| 1100 | 10.553 | 20.179 | 5.76E-08 | 0.571 |

Tabel A. 6 Data Syngas Variasi ER 0.40

| | CO | CO₂ | CH₄ | H₂ |
|-------------|-----------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| 500 | 1.3915 | 28.0052 | 0.0275 | 0.5724 |
| 600 | 2.3230 | 27.2323 | 0.0006 | 0.5224 |
| 700 | 3.2529 | 26.4360 | 0.0000 | 0.4649 |
| 800 | 4.1009 | 25.7092 | 0.0000 | 0.4124 |
| 900 | 4.8318 | 25.0829 | 0.0000 | 0.3670 |
| 1000 | 5.4442 | 24.5580 | 0.0000 | 0.3290 |
| 1100 | 5.9515 | 24.1233 | 0.0000 | 0.2975 |

Tabel A. 7 Data LHV (kJ/kg)

| LHV (kJ/kg) | ER 0.15 | ER 0.20 | ER 0.25 | ER 0.30 | ER 0.35 | ER 0.40 |
|--------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| 500 | 30998.22 | 23866.52 | 17409.43 | 11854.59 | 7380.14 | 3777.31 |
| 600 | 33101.39 | 23733.42 | 17381.67 | 12606.99 | 8367.16 | 4435.58 |
| 700 | 34580.07 | 25672.36 | 19258.37 | 14163.20 | 9459.73 | 5030.38 |
| 800 | 38149.92 | 28352.60 | 21356.02 | 15753.24 | 10549.90 | 5624.21 |
| 900 | 41866.00 | 31066.56 | 23459.10 | 17343.74 | 11641.75 | 6220.72 |
| 1000 | 45582.14 | 33778.85 | 25558.19 | 18931.39 | 12732.13 | 6816.73 |
| 1100 | 49289.97 | 36487.75 | 27652.87 | 20515.32 | 13819.52 | 7410.57 |

Tabel A. 8 Data Ratio H₂/CO

| | ER 0.15 | ER 0.20 | ER 0.25 | ER 0.30 | ER 0.35 | ER 0.40 |
|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| 500 °C | 4.597 | 3.974 | 4.143 | 4.540 | 5.062 | 5.759 |
| 600 °C | 1.962 | 2.144 | 2.356 | 2.599 | 2.865 | 3.148 |
| 700 °C | 1.565 | 1.645 | 1.729 | 1.817 | 1.907 | 2.001 |
| 800 °C | 1.354 | 1.365 | 1.376 | 1.386 | 1.397 | 1.408 |
| 900 °C | 1.212 | 1.181 | 1.151 | 1.121 | 1.092 | 1.063 |
| 1000 °C | 1.111 | 1.053 | 0.998 | 0.945 | 0.894 | 0.846 |
| 1100 °C | 1.037 | 0.961 | 0.889 | 0.821 | 0.758 | 0.700 |

LAMPIRAN B

Kalkulasi LHV Syngas

$$LHV \text{ Gas} = \sum_{i=0}^n (Y_i \cdot LHV_i)$$

$$LHV \text{ syngas} = Y_{CO} \cdot LHV_{CO} + Y_{H_2} \cdot LHV_{H_2} + Y_{CH_4} \cdot LHV_{CH_4}$$

Keterangan :

Y_i : konsentrasasi gas pembakar (CO, H_2, CH_4)

LHV_i : nilai kalor bawah masing-masing gas

Contoh Perhitungan LHV Syngas ER 0.15 pada $T=800^\circ C$

Data yang digunakan dalam satuan vol%

Y_{CO} adalah 28.83%

Y_{H_2} adalah 39.05%

Y_{CH_4} adalah 0.02%

Tabel B. 1 Nilai LHV Combustible Gas Berdasarkan Data Sheet

| LHV | | |
|-----------------|---------------------|-------------------|
| Syngas | BTU/ft ³ | KJ/m ³ |
| CO | 321 | 11960.188 |
| CH ₄ | 964 | 35917.824 |
| H ₂ | 290 | 10805.155 |

$$\begin{aligned} LHV \text{ syngas} &= \sum_i^n (0.2883 \times 11960.2) + (0.3905 \times 10805.2) + (0.0002 \times \\ & \quad 35917.82) \\ &= 7675.13 \text{ kJ/m}^3 \end{aligned}$$

LHV saat ini masih berupa kJ/m^3 dan perlu dikonversi menjadi kJ/kg.

$$LHV \text{ syngas} \left(\frac{Kj}{Kg} \right) = LHV \text{ syngas} \left(\frac{kJ}{m^3} \right) / \rho \text{ Gas} \left(\frac{kg}{m^3} \right)$$

Mencari massa jenis masing-masing senyawa menggunakan persamaan gas ideal sebagai berikut:

$$\rho = \frac{P \cdot M}{R_u \cdot T}$$

Keterangan

P = Tekanan (Pa) 1 bar = 100,000 Pa

M = Massa molar syngas (kg/mol)

R_u = Konstanta gas ideal (8.314 J/mol.K)

T = Temperatur (K)

Tabel B. 2 Molar Syngas

| Syngas | g/mol | kg/mol |
|-----------------|--------|--------|
| CO | 28 | 0.028 |
| CH ₄ | 16.01 | 0.016 |
| H ₂ | 2 | 0.002 |
| CO ₂ | 43.99 | 0.043 |
| N ₂ | 28.014 | 0.028 |

Tabel B. 3 Massa jenis senyawa (rumus gas ideal)

| | 500 | 600 | 700 | 800 | 900 | 1000 | 1100 |
|------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| CO | 0.435 | 0.385 | 0.346 | 0.313 | 0.287 | 0.264 | 0.245 |
| CH ₄ | 0.249 | 0.220 | 0.197 | 0.179 | 0.164 | 0.151 | 0.140 |
| H ₂ | 0.031 | 0.027 | 0.024 | 0.022 | 0.020 | 0.018 | 0.017 |
| CO ₂ | 0.684 | 0.606 | 0.543 | 0.493 | 0.451 | 0.415 | 0.385 |
| H ₂ O | 0.279 | 0.247 | 0.222 | 0.201 | 0.184 | 0.169 | 0.157 |
| N ₂ | 0.435 | 0.385 | 0.346 | 0.314 | 0.287 | 0.264 | 0.245 |

Tabel B. 4 Massa Jenis Syngas (massa jenis senyawa x vol%)

| kg/m ³ | CO | CO ₂ | CH ₄ | H ₂ | H ₂ O | N ₂ | Σρ syngas |
|-------------------|-------|-----------------|-----------------|----------------|------------------|----------------|-----------|
| 500 | 0.027 | 0.126 | 0.038 | 0.009 | - | 0.103 | 0.305 |
| 600 | 0.076 | 0.079 | 0.011 | 0.010 | - | 0.074 | 0.252 |
| 700 | 0.090 | 0.055 | 0.0006 | 0.010 | - | 0.064 | 0.220 |
| 800 | 0.090 | 0.043 | 0.0000 | 0.008 | - | 0.058 | 0.201 |
| 900 | 0.088 | 0.035 | 0.0000 | 0.007 | - | 0.053 | 0.185 |
| 1000 | 0.086 | 0.029 | 0.0000 | 0.006 | - | 0.049 | 0.171 |
| 1100 | 0.083 | 0.024 | 0.0000 | 0.006 | - | 0.045 | 0.159 |

Lalu kembali lagi ke rumus ini

$$LHV \text{ syngas } \left(\frac{Kj}{Kg} \right) = LHV \text{ syngas } \left(\frac{Kj}{m^3} \right) / \rho \text{ Gas } \left(\frac{kg}{m^3} \right)$$

Berikut perhitungan untuk mengetahui nilai massa jenis pada syngas pada gasifikasi biomassa food waste pohon di ITS dengan ER 0.15

Tabel B. 5 Hasil LHV

| ER 0.15 | LHV (kj/kg) |
|---------|-------------|
| 500 | 30998.22 |
| 600 | 33101.39 |
| 700 | 34580.07 |
| 800 | 38149.92 |
| 900 | 41866.00 |
| 1000 | 45582.14 |
| 1100 | 49289.97 |

Kalkulasi H₂/CO

(ER 0.15)

Tabel B. 6 Mengubah konsentrasi dari kg/hr menjadi vol%

| kg/hr | CO | CO ₂ | CH ₄ | H ₂ | total mass flow |
|-------|--------|-----------------|-----------------|----------------|-----------------|
| 500 | 3.691 | 17.060 | 5.238 | 1.212 | 43.869 |
| 600 | 14.298 | 14.995 | 2.087 | 2.003 | 49.308 |
| 700 | 19.703 | 12.203 | 0.141 | 2.202 | 50.317 |
| 800 | 21.799 | 10.532 | 0.009 | 2.108 | 50.749 |
| 900 | 23.305 | 9.249 | 0.0009 | 2.017 | 51.064 |
| 1000 | 24.494 | 8.231 | 0.0001 | 1.944 | 51.313 |
| 1100 | 25.444 | 7.417 | 0.0000 | 1.885 | 51.512 |

$$\text{wt}\% = \frac{\text{flow rate} \left(\frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right)}{\text{total mass flow}}$$

Tabel B. 7 Konversi ke wt%

| wt% | CO | CO ₂ | CH ₄ | H ₂ |
|------|--------|-----------------|-----------------|----------------|
| 500 | 8.41% | 38.89% | 11.94% | 2.76% |
| 600 | 29.00% | 30.41% | 4.23% | 4.06% |
| 700 | 39.16% | 24.25% | 0.28% | 4.38% |
| 800 | 42.95% | 20.75% | 0.02% | 4.16% |
| 900 | 45.64% | 18.11% | 0.00% | 3.95% |
| 1000 | 47.73% | 16.04% | 0.00% | 3.79% |
| 1100 | 49.39% | 14.40% | 0.00% | 3.66% |

Tabel B. 8 Molar Syngas

| Syngas | g/mol | kg/mol |
|--------|-------|--------|
| CO | 28 | 0.028 |

| Syngas | g/mol | kg/mol |
|-----------------|--------|-----------|
| CH ₄ | 16.01 | 0.01601 |
| H ₂ | 2 | 0.002 |
| CO ₂ | 43.99 | 0.04399 |
| N ₂ | 28.014 | 0.0280134 |

Tabel B. 9 Konversi wt% / molar

| wt% / molar | CO | CO ₂ | CH ₄ | H ₂ | total |
|-------------|-------|-----------------|-----------------|----------------|--------|
| 500 | 0.003 | 0.0088 | 0.0074 | 0.0138 | 0.0478 |
| 600 | 0.010 | 0.0069 | 0.0026 | 0.0203 | 0.0525 |
| 700 | 0.013 | 0.0055 | 0.00017 | 0.0218 | 0.0537 |
| 800 | 0.015 | 0.0047 | 1.1313E-05 | 0.0207 | 0.0532 |
| 900 | 0.016 | 0.004 | 1.12202E-06 | 0.0197 | 0.0526 |
| 1000 | 0.017 | 0.0036 | 1.5984E-07 | 0.0189 | 0.0522 |
| 1100 | 0.017 | 0.003 | 3.0349E-08 | 0.0182 | 0.0518 |

$$\text{vol\%} = \frac{\text{wt\%/molar}}{\text{total wt\%/molar}}$$

$$\text{H}_2/\text{CO} = \frac{\text{vol\% H}_2}{\text{vol\% CO}}$$

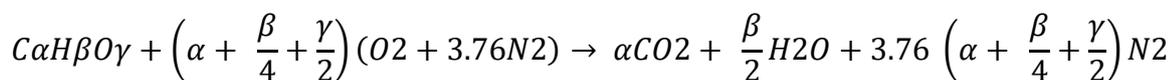
Tabel B. 10 Rasio H₂/CO

| vol % | CO | CO ₂ | CH ₄ | H ₂ | H ₂ /CO |
|-------|--------|-----------------|-----------------|----------------|--------------------|
| 500 | 6.28% | 18.46% | 15.58% | 28.85% | 4.59715 |
| 600 | 19.72% | 13.16% | 5.03% | 38.68% | 1.96173 |
| 700 | 26.01% | 10.25% | 0.33% | 40.70% | 1.56468 |
| 800 | 28.83% | 8.87% | 0.02% | 39.05% | 1.35427 |
| 900 | 30.95% | 7.82% | 0.00% | 37.51% | 1.21203 |
| 1000 | 32.64% | 6.98% | 0.00% | 36.27% | 1.11126 |
| 1100 | 33.99% | 6.31% | 0.00% | 35.26% | 1.03735 |

Kalkulasi ER

$$ER = \frac{AFR \text{ aktual}}{AFR \text{ Stoikiometri}}$$

$$AFR = \frac{\text{Massa Udara}}{\text{Massa Bahan Bakar}}$$



$$AFR_{\text{Stoikiometri}} = 4.76\alpha + \frac{\beta}{4} + \frac{\gamma}{2} \frac{MW \text{ udara}}{MW \text{ Biomassa}}$$

$$C\alpha = \frac{\%C}{\text{berat molekul atom C}} = \text{fraksi mol C biomassa}$$

$$H\beta = \frac{\%H}{\text{berat molekul atom H}} = \text{fraksi mol H biomassa}$$

$$O\gamma = \frac{\%O}{\text{berat molekul atom O}} = \text{fraksi mol O biomassa}$$

- Nilai AFR stoikiometri dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$AFR_{\text{stoikiometri}} = \frac{(4.76(1.6675) + \left(\frac{3.42}{4}\right) + \left(\frac{1.803}{2}\right)) * 28.604 \frac{g}{mol}}{52.28 \frac{g}{mol}}$$

$$AFR_{\text{stoikiometri}} = 8.917$$

- Selanjutnya nilai AFR stoikiometri kemudian digunakan untuk mengetahui laju aliran udaranya. Contoh hubungan matematis antara ER dan AFR dapat dihitung dengan rumus ini

$$\text{Laju aliran aktual udara} = ER \times MW \text{ biomassa} \times AFR$$

$$\text{Laju aliran aktual udara} = 0.15 \times 52.28 \times 9.543 = 133.7651 \text{ kg/hr}$$

Secara definisi, AFR adalah massa udara / massa bahan bakar. Namun, pada AFR stoikiometri, tidak bisa langsung diketahui berapa massa udara tanpa tau berapa banyak O₂ yang dibutuhkan untuk membakar unsur-unsur pembentuk bahan bakar, yaitu C, H, dan O. Maka dari itu, pembilang dalam rumus AFR stoikiometri mengandung informasi unsur bahan bakar. Setiap unsur C, H, O dalam biomassa membutuhkan jumlah O₂ tertentu untuk bereaksi secara sempurna. Maka dalam rumus AFR Stoikiometri, pembilangnya bukan secara langsung “massa udara”, tapi adalah perhitungan jumlah mol O₂ yang dibutuhkan berdasarkan komposisi biomassa CHO, kemudian dikalikan dengan berat molar udara (28.604 g/mol) untuk mengubahnya ke massa udara.

BIODATA PENULIS



Felicia Naully Sihaloho, lahir di Bekasi pada tanggal 17 April 2003. Pendidikan dasar dan menengahnya ditempuh di SD Santa Lusia Bekasi dan SMP Negeri 16 Kota Bekasi. Kemudian, penulis melanjutkan pendidikan sekolah menengah atas di SMA Negeri 2 Kota Bekasi. Setelah menyelesaikan pendidikan menengah, Felicia Naully Sihaloho diterima di Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya, mengambil program studi S1 Teknik Fisika. Tugas akhir yang berhasil diselesaikannya berjudul "Studi Pengaruh Variabel Proses Gasifikasi dengan Sampah Makanan di ITS Menggunakan *Circulating Fluidized Bed Gasifier*". Selama masa perkuliahannya, penulis aktif terlibat dalam berbagai pengalaman profesional. Dalam dunia akademik, penulis aktif mengikuti beberapa proyek dosen di bidang *energy efficiency and decarbonization*. Penulis juga aktif sebagai asisten laboratorium di Laboratorium Rekayasa Energi dan Pengkondisian Lingkungan. Selain itu, penulis juga aktif dalam beberapa kepanitiaan dan organisasi seperti ITS Expo sebagai *social media specialist* dan Engineering Physics Week sebagai staff divisi event