



UNIVERSITAS INDONESIA

**ANALISIS SIMULASI GASIFIKASI SAMPAH PADAT KOTA
DENGAN *FIXED BED DOWNDRAFT GASIFIER*
(STUDI KASUS TPA PUTRI CEMPO SURAKARTA)**

TESIS

ABETH NOVRIA SONJAYA

1906321010

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK SISTEM ENERGI
DEPOK
2021**



UNIVERSITAS INDONESIA

**ANALISIS SIMULASI GASIFIKASI SAMPAH PADAT KOTA
DENGAN *FIXED BED DOWNDRAFT GASIFIER*
(STUDI KASUS TPA PUTRI CEMPO SURAKARTA)**

TESIS

ABETH NOVRIA SONJAYA

1906321010

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK SISTEM ENERGI
DEPOK
2021**

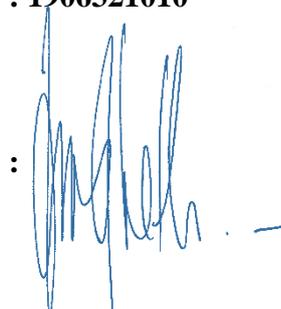
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Tesis ini adalah hasil karya saya sendiri, dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama : **Abeth Novria Sonjaya**

NPM : **1906321010**

Tanda Tangan :

A handwritten signature in blue ink, appearing to be 'Abeth Novria Sonjaya', written over the colon of the 'Tanda Tangan' field.

Tanggal : **16 Juli 2021**

HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh,

Nama : Abeth Novria Sonjaya
 NPM. : 1906321010
 Program Studi : Teknik Sistem Energi
 Judul Tesis : Analisis Simulasi Gasifikasi Sampah Padat Kota
 Dengan *Fixed Bed Downdraft Gasifier*
 (Studi Kasus TPA Putri Cempo Surakarta)

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Sistem Energi, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Sc.



Penguji : Prof. Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng.



Penguji : Dr-Eng. Eko Adhi Setiawan, S.T., M.T.

()

Penguji : Dr-Eng. Ridho Irwansyah, S.T., M.T.

()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 16 Juli 2021

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah Subhanahu wa Ta'ala yang telah memberikan limpahan rahmat, ilmu, taufik, kesehatan, dan hidayah-Nya sehingga tesis ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Penulisan tesis ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Master Teknik Program Teknik Sistem Energi pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Penulis menyadari bahwa tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan tesis ini, sangatlah sulit untuk menyelesaikan tesis ini. Penulis mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada:

1. Keluarga Penulis, Ayahanda H. Asep Somarna dan Ibunda Hj. Betty Suharni, beserta Istri tercinta dan anak-anak tersayang yang telah memberikan banyak dukungan baik doa, moral dan materiil.
2. Prof. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Sc., selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan penulis dalam penyusunan tesis ini.
3. Dr-Eng Eko Adhi Setiawan, ST., MT., selaku Ketua Program Magister Teknik Sistem Energi, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.
4. Manajemen PT Solo Citra Metro Plasma Power yang mengelola PLTSA Putri Cempo, Surakarta, Jawa Tengah yang telah memberikan kesempatan untuk mendapatkan data teknis yang diperlukan dalam penelitian ini.
5. Teman-teman program Magister Teknik Sistem Energi, Fakultas Teknik Universitas Indonesia Angkatan 2019 atas dukungannya selama ini.

Akhir kata saya berharap Allah Subhanahu wa Ta'ala membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian tesis ini. Semoga tesis ini dapat membawa manfaat bagi perkembangan ilmu pengetahuan Indonesia.

Depok, 16 Juli 2021

Penulis

Universitas Indonesia

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA
ILMIAH UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai civitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Abeth Novria Sonjaya
NPM : 19063201010
Program Studi : Teknik Sistem Energi
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Tesis

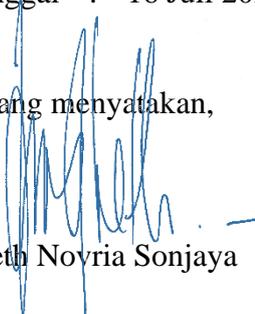
Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul: Analisis Simulasi Gasifikasi Sampah Padat Kota Dengan *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (Studi Kasus TPA Putri Cempo Surakarta), beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini, Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan tesis saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 16 Juli 2021

Yang menyatakan,


Abeth Novria Sonjaya

Universitas Indonesia

ABSTRAK

Nama : Abeth Novria Sonjaya
Program Studi : Teknik Sistem Energi
Judul Tesis : Analisis Simulasi Gasifikasi Sampah Padat Kota
Dengan *Fixed Bed Downdraft Gasifier*
(Studi Kasus TPA Putri Cempo Surakarta)
Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Sc.

Sampah padat kota (MSW) saat ini masih menjadi permasalahan dalam pengelolaannya. Sesuai dengan program pemerintah yang tertuang pada peraturan presiden nomor 35 tahun 2018 bahwa percepatan pembangunan pengolahan sampah menjadi energi listrik berbasis teknologi ramah lingkungan perlu dikembangkan. Salah satu teknologi untuk mengubah sampah menjadi energi terbarukan adalah menggunakan proses termokimia atau gasifikasi. Tujuan penelitian ini adalah menganalisis simulasi sampah padat kota (MSW) menggunakan *fixed bed downdraft gasifier* yaitu dengan cara menghitung neraca massa sampah padat kota (MSW) untuk dikonversi menjadi *syngas* sehingga diperoleh komposisi *syngas*, nilai kalor *Low Heating Value* (LHV), *Cold Gasification Efficiency* (CGE) dan daya *gas engine*. Analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan *fixed bed downdraft gasifier* dilakukan dengan cara memberikan variasi air fuel ratio (AFR) sebesar 0,1 sampai 1,0 dan suhu pada 500-1000°C. Hasil analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan *fixed bed downdraft gasifier* menghasilkan *syngas* dengan komposisi CO, CO₂, H₂, dan CH₄ sebesar 24,78%, 18,65%, 15,6%, dan 4,06% serta nilai LHV dan CGE sebesar 6327,95 kJ/kg dan 39,73% pada AFR 0,3 suhu gasifikasi 600 °C dapat membangkitkan daya sebesar 400 kWe.

Kata kunci: sampah padat kota, *fixed bed downdraft gasifier*, *syngas*.

ABSTRACT

Name : Abeth Novria Sonjaya
Study Program : Engineering System Energy
Title : Simulation Analysis of Municipal Solid Waste
Gasification with Fixed Bed Downdraft *Gasifier*
(Case Study of TPA Putri Cempo Surakarta)
Counsellor : Prof. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Sc.

Municipal solid waste (MSW) is still a problem in its management. In accordance with the government program contained in presidential regulation number 35 of 2018 that the acceleration of waste processing development into electric energy based on environmentally friendly technology needs to be developed. One of the technologies to convert waste into renewable energy is to use thermochemical processes or gasification. This study aims to simulation analysis of municipal solid waste (MSW) using fixed bed downdraft gasifier by calculating the mass balance of municipal solid waste (MSW) to be converted into syngas so that syngas composition, low heating value (LHV), Cold Gasification Efficiency (CGE) and power generator are obtained. Simulation analysis of municipal solid waste gasification (MSW) is done by providing a variation of air fuel ratio (AFR) of 0.1 to 1.0 and gasifier temperature at 500-1000°C. The result of simulatin analysis of municipal solid waste (MSW) with fixed bed downdraft gasifier produces syngas with composition are CO, CO₂, H₂, and CH₄ of 24.78%, 18.65%, 15.6%, and 4.06%. Value of LHV and CGE of 6327.95 kJ/kg and 39.73% on AFR of 0.3 gasification temperature of 600 °C can power generator of 400 kWe.

Keywords: municipal solid waste, fixed bed downdraft gasifier, syngas.

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
ABSTRAK	vi
ABSTRACT.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	x
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	13
1.3 Tujuan Penelitian	14
1.4 Batasan Masalah.....	14
1.5 Manfaat Penelitian	15
1.6 Hipotesis Penelitian.....	15
1.7 Sistematika Penulisan.....	15
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	17
2.1 Definisi Limbah dan Sampah Padat Kota	17
2.2 Pemanfaat Sampah Menjadi Energi (<i>Waste to Energy</i>).....	24
2.3 Potensi PLTSa di Indonesia	26
2.4 Teknologi Gasifikasi	34
2.5.1 Tipe-Tipe <i>Gasifier</i>	37
2.5.2 Parameter Proses Gasifikasi.....	48
2.5 Proses Gasifikasi dari MSW, Biomass dan <i>Coal</i>	51
2.6 Analisis Simulasi Gasifikasi.....	54
2.7 Analisis Simulasi <i>Gas engine</i>	59
BAB 3 METODE PENELITIAN.....	61
3.1 Lokasi Penelitian.....	61

3.2	Teknik Pengumpulan Data.....	62
3.3	Teknik Pengolahan dan Analisis Data	63
3.4	Prosedur Penelitian.....	64
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN		66
4.1	Karakterisasi Bahan Baku MSW	66
4.2	Analisis Simulasi Gasifikasi.....	67
4.3	Pengaruh Rasio Udara-Bahan Bakar (<i>Air-Fuel Ratio</i>).....	86
4.4	Pengaruh Suhu Reaktor	91
4.5	Analisis Nilai Kalor dari <i>Low Heating Value (LHV) Syngas</i>	96
4.6	Efisiensi Gasifikasi.....	106
4.7	Analisis Simulasi <i>Gas Engine</i>	110
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN		114
5.1.	Kesimpulan.....	114
5.2.	Saran.....	115
DAFTAR PUSTAKA		116
DAFTAR LAMPIRAN		124

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Jumlah produksi dan volume sampah yang terangkut per hari per kota, 2017-2018	1
Tabel 1.2 Jumlah produksi sampah padat kota (MSW) di Surakarta	3
Tabel 1.3 Volume sampah padat kota (MSW) per bulan di Surakarta tahun 2020. 3	
Tabel 1.4 Volume sampah terangkut per hari menurut jenis sampah per kota tahun 2017-2018	5
Tabel 1.5 Ringkasan penelitian terdahulu.....	7
Tabel 2.1 Komposisi sampah padat kota (MSW)	18
Tabel 2.2 Sumber dan berbagai tipe sampah.	19
Tabel 2.3 Parameter analisis proximate dan ultimate MSW.....	22
Tabel 2.4 Parameter nilai kalor MSW.....	24
Tabel 2.5 Sampah kota di setiap TPA per Propinsi 2016.	27
Tabel 2.6 Pertumbuhan kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik berbasis EBT tahun 2015-2019 di Indonesia.....	31
Tabel 2.7 Perbandingan data pembangkit listrik dari sampah padat kota	32
Tabel 2.8 Formula harga pembelian tenaga listrik untuk PLTSa.	32
Tabel 2.9 Beberapa fitur yang berhubungan dari proses termokimia	34
Tabel 2.10 Ringkasan karakteristik berbagai jenis <i>gasifier</i>	46
Tabel 2.11 Penjelasan bagan operasi pemodelan dari Aspen Plus	57
Tabel 3. 1 Komposisi sampah padat kota TPA Putri Cempo.....	62
Tabel 4.1 Karakterisasi <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i> MSW TPA Putri Cempo.	66
Tabel 4.2 <i>Stream Result Dry-Reac</i>	71
Tabel 4.3 <i>Stream Dry Flash</i>	72
Tabel 4.4 <i>Stream Result R-YIELD (Decomp)</i>	75
Tabel 4.5 Aliran masuk MIXER dengan AFR sebesar 0,1-1,0.....	77
Tabel 4.6 Aliran masuk GASIFY dengan AFR sebesar 0,1-1,0.	79

Tabel 4.7 Aliran masuk SEP2 dengan AFR sebesar 0,1-1,0.....	81
Tabel 4.8 Mass flow <i>syngas</i> pada SEP2 menuju HE1.	82
Tabel 4.9 Mass fractions <i>syngas</i> pada SEP2 menuju HE1.....	84
Tabel 4.10 Rasio laju alir udara dan bahan bakar air-fuel ratio.....	88
Tabel 4.11 Validasi gasifikasi MSW terhadap komposisi <i>syngas</i>	90
Tabel 4.12 Komposisi <i>syngas</i> untuk berbagai variasi suhu pada AFR 0,3.	93
Tabel 4.13 Nilai LHV dari senyawa gas mampu bakar dengan AFR 0,3.....	97
Tabel 4.14 Komposisi gas dan massa jenis.....	98
Tabel 4.15 Nilai LHV <i>syngas</i> pada variasi <i>air-fuel ratio</i> 0,1-1,0.	99
Tabel 4.16 Nilai LHV <i>syngas</i> pada variasi suhu 500-1000 °C AFR 0,3.....	103
Tabel 4.17 Efisiensi gasifikasi untuk variasi <i>air-fuel ratio</i>	107
Tabel 4.18 Efisiensi gasifikasi untuk variasi suhu dengan AFR 0,3.....	109
Tabel 4.19 Material <i>stream gas engine</i>	113
Tabel 4.20 Komposisi <i>mole fraction syngas</i>	113

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Teknologi pengolahan sampah padat kota	25
Gambar 2.2 Kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik berbasis EBT tahun 2019 di Indonesia.....	26
Gambar 2.3 Harga pembelian tenaga listrik untuk PLTSa	33
Gambar 2.4 <i>Flowsheet</i> PLTSa Surakarta	33
Gambar 2.5 <i>Gasifier</i> tipe <i>Fixed-Bed</i>	38
Gambar 2.6 <i>Gasifier</i> tipe <i>Fluidized-Bed</i>	40
Gambar 2.7 <i>Gasifier</i> tipe <i>Entrained-Bed</i>	41
Gambar 2.8 <i>Gasifier</i> tipe <i>Plasma</i>	43
Gambar 2.9 Prototipe <i>Molten salt gasifier</i>	45
Gambar 2.10 Model <i>gas engine</i>	59
Gambar 3.1 Lokasi TPA Putri Cempo Surakarta Jawa Tengah.....	61
Gambar 3.2 Diagram alir penelitian.....	65
Gambar 4.1 <i>Flowsheet</i> gasifikasi MSW.....	67
Gambar 4.2 Skema bagan fixed bed downdraft gasifier MSW.	68
Gambar 4.3 Skema DRY-REAC.....	69
Gambar 4.4 Proses input data pada <i>drying</i>	70
Gambar 4.5 Fortran <i>calculation for drying</i>	70
Gambar 4.6 Skema DRIER to SEP1.....	72
Gambar 4.7 Components of Yield (potongan data simulasi).....	73
Gambar 4.8 Fortran Calculation of DECOMP (potongan data simulasi).	74
Gambar 4.9 Skema R-YIELD (Decomp).....	74
Gambar 4.10 Skema MIXER.	75
Gambar 4.11 Komponen product R-Gibbs.	76
Gambar 4.12 Skema aliran menuju GASIFY dan SEP2.....	76

Gambar 4.13 Skema <i>gas cleaning & conditioning</i> HE1 dan HE2.....	80
Gambar 4.14 Pengaruh Air-Fuel Ratio (AFR) terhadap perubahan <i>mass flow syngas</i> pada stream SEP2 ke HE1 suhu 600 °C.....	82
Gambar 4.15 Pengaruh Air-Fuel Ratio terhadap perubahan <i>mass fractions syngas</i> pada stream SEP2 ke HE1 suhu 600 °C.	83
Gambar 4.16 Pengaruh Air-Fuel Ratio terhadap suhu pada HE1 dan HE2.	84
Gambar 4.17 Perubahan <i>mass flow MSW</i> sampai Dry MSW.	85
Gambar 4.18 Perubahan <i>mass flow syngas Gasifier</i> sampai <i>Gas engine</i>	86
Gambar 4.19 Pengaruh <i>air-fuel ratio</i> pada suhu <i>gasifier</i> 600 °C terhadap komposisi <i>syngas</i>	87
Gambar 4.20 Validasi pemodelan gasifikasi pada pengaruh <i>air-fuel ratio</i> terhadap komposisi <i>syngas</i>	89
Gambar 4.21 Pengaruh perubahan suhu <i>gasifier</i> terhadap komposisi <i>syngas</i>	92
Gambar 4.22 Validasi pengaruh variasi suhu terhadap komposisi <i>syngas</i>	94
Gambar 4.23 Nilai LHV <i>syngas</i> untuk variasi <i>air-fuel ratio</i> 0,1-1,0.	99
Gambar 4.24 Nilai LHV untuk gas mampu bakar pada AFR 0,1-1,0.....	100
Gambar 4.25 Perubahan <i>air fuel ratio</i> terhadap LHV <i>syngas</i>	101
Gambar 4.26 Nilai LHV <i>syngas</i> pada variasi suhu 500-1000 °C AFR 0,3.....	103
Gambar 4.27 Nilai LHV gas mudah terbakar pada AFR 0,1-1,0.....	104
Gambar 4.28 Validasi perubahan suhu gasifikasi terhadap LHV <i>syngas</i>	105
Gambar 4.29 Pengaruh <i>air fuel ratio</i> terhadap <i>Cold Gasification Efficiency</i>	107
Gambar 4.30 Perubahan <i>air fuel ratio</i> terhadap <i>Cold Gasification Efficiency</i> ...	108
Gambar 4.31 Efisiensi gasifikasi variasi suhu 500 – 1000 °C pada AFR 0,3.	109
Gambar 4.32 Skema simulasi <i>gas engine</i>	110
Gambar 4.33 Pengaruh laju alir massa <i>syngas</i> terhadap efisiensi <i>gas engine</i> ...	111
Gambar 4.34 Pengaruh laju alir <i>fuel</i> terhadap efisiensi <i>gas engine</i> [74].....	112

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1.	Surat permohonan pengambilan data di TPA Putri Cempo Surakarta.....	122
Lampiran 2.	Nilai kalor sampah padat kota (MSW) TPA Putri Cempo Surakarta.....	123
Lampiran 3.	Dokumentasi pengambilan data di TPA Putri Cempo.....	124

BAB 1

PENDAHULUAN

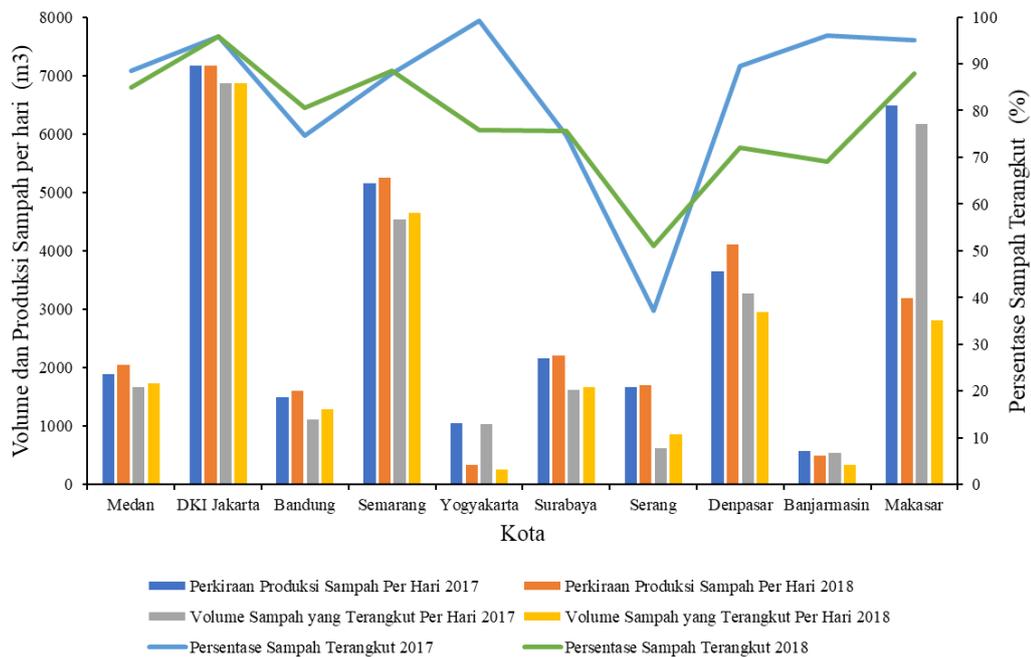
1.1 Latar Belakang

Sampah padat kota (*municipal solid waste/MSW*) masih menjadi masalah dalam pengelolaannya di Indonesia. Berdasarkan penelitian *Sustainable Waste Indonesia (SWI)* tahun 2018 mengungkapkan bahwa sebanyak 24% sampah di Indonesia masih belum dikelola dengan baik. Sebanyak 65 juta ton sampah diproduksi di Indonesia setiap tahunnya. Dari angka tersebut sebanyak 7% sampah didaur ulang, 69% sampah menumpuk di 94 Tempat Pembuangan Akhir (TPA) di seluruh Indonesia, dan 24% sisanya dibuang ke lingkungan, sehingga dikategorikan sebagai *illegal dumping*. Adapun jenis sampah yang paling banyak dihasilkan adalah sampah organik sebanyak 60%, sampah plastik 14%, sampah kertas (9%), metal (4,3%), kaca, kayu dan bahan lainnya (12,7%) [1][2]. Tabel 1.1 memperlihatkan jumlah produksi dan volume sampah yang terangkut per hari di beberapa kota Indonesia pada tahun 2017-2018.

Tabel 1.1 Jumlah produksi dan volume sampah yang terangkut per hari per kota, 2017-2018 [3].

Kota	Produksi Sampah Per Hari (m ³)		Volume Sampah Terangkut Per Hari (m ³)		Persentase Sampah Terangkut (%)	
	2017	2018	2017	2018	2017	2018
Medan	1892,00	2046,00	1675,00	1739,00	88,53	84,98
DKI Jakarta	7164,53	7164,53	6872,18	6872,18	95,92	95,92
Bandung	1500,00	1600,00	1120,00	1289,00	74,67	80,56
Semarang	5163,00	5248,00	4544,00	4645,00	88,00	88,50
Yogyakarta	1048,00	335,00	1040,00	254,00	99,24	75,82
Surabaya	2164,44	2206,00	1617,04	1666,84	74,71	75,56
Serang	1666,00	1699,00	620,00	866,00	37,20	50,97
Denpasar	3657,20	4103,70	3276,55	2958,74	89,59	72,09
Banjarmasin	568,00	490,00	545,30	338,00	96,00	69,00
Makasar	6485,65	3186,77	6163,42	2802,54	95,03	87,94

Tabel 1.1 memperlihatkan bahwa saat ini baru DKI Jakarta yang konsisten mengangkut sampah menuju Tempat Pembuangan Akhir (TPA) yaitu sebesar 95,92%. Beberapa kota belum optimal dalam pengelolaan sampah dan masih belum dijadikan prioritas oleh pemerintah kota setempat. Gambar 1.1 memperlihatkan jumlah produksi dan volume sampah di Indonesia tahun 2017-2018.



Gambar 1.1 Produksi dan volume sampah yang terangkut tahun 2017-2018 [3].

Untuk menangani permasalahan sampah perlu dilakukan salah satu alternatif pengelolaan. Pengelolaan sampah apabila tidak dilakukan secara serius, maka dapat menimbulkan permasalahan di masa mendatang. Salah satu permasalahan yang menjadi studi kasus pada penelitian ini adalah keberadaan dan belum dikelola dengan baik sampah padat kota (MSW) di TPA Putri Cempo Surakarta. TPA Putri Cempo di Surakarta sudah beroperasi sejak tahun 1987 dan dapat menampung sampah padat kota (MSW) sebesar 107.873 ton (tahun 2020) dengan luas lahan 17 Ha [4]. Tabel 1.2 dan 1.3 memperlihatkan jumlah produksi dan volume sampah padat kota di Surakarta.

Tabel 1.2 Jumlah produksi sampah padat kota (MSW) di Surakarta [5].

Uraian	Volume (Ton)
Produksi sampah per hari	346
Sampah terangkut per hari	295
Sampah terkumpul di TPA per tahun	107.873

Tabel 1.3 Volume sampah padat kota (MSW) per bulan di Surakarta tahun 2020 (Ton) [6].

Bulan	DLH	DISDAG	Kelurahan Umum	Jumlah	Rata-rata/hari	
Januari	2.320	878	6.218	612	10.027	323
Pebruari	2.169	913	5.878	588	9.548	329
Maret	2.198	844	6.253	626	9.921	320
April	1.817	701	5.305	484	8.307	277
Mei	1.870	738	5.340	462	8.410	271
Juni	1.895	776	6.009	679	9.359	312
Juli	1.696	721	5.937	683	9.036	291
Agustus	1.587	691	6.543	574	9.395	303
September	1.369	599	6.061	564	8.593	286
Oktober	1.348	588	6.080	536	8.552	276
Nopember	1.294	565	5.907	621	8.388	280
Desember	1.261	526	6.028	522	8.337	269
Jumlah	20.824	8.539	71.558	6.952	107.873	295

Tabel 1.2 dan 1.3 memperlihatkan bahwa jumlah sampah padat kota (MSW) di Surakarta pada tahun 2020 sebesar 107.873 ton per tahun. Komposisi sampah padat kota (MSW) di Surakarta terdiri dari komposisi sampah organik yaitu sebesar 70,34% dan sampah yang berasal dari karet/kulit yaitu sebesar 0,43%. Pengelolaan sampah jika tidak dilakukan secara serius maka akan menimbulkan permasalahan di masa mendatang, untuk itu sampah padat kota (MSW) di Surakarta perlu dilakukan alternatif pengolahannya.

Untuk mengelola sampah padat kota (MSW) yang jumlahnya ribuan ton setiap harinya, pemerintah kota harus menyediakan lahan yang cukup luas untuk dijadikan fasilitas *landfilling*. Emisi gas metana, timbulan air lindi, dan potensi

pencemaran tanah oleh bahan-bahan berbahaya yang terkandung dalam sampah merupakan aspek-aspek yang menyebabkan metode *landfill* dalam hierarki pengelolaan sampah berada pada tingkatan paling bawah atau menjadi pilihan terakhir. *Waste to Energy* (WTE) atau pengolahan sampah menjadi energi adalah opsi yang menarik untuk ditindaklanjuti, karena sebenarnya sampah masih memiliki energi yang dapat diperoleh kembali dan peluangnya untuk menjadi sumber energi sangat besar. Beberapa contoh teknologi WTE yang melibatkan proses termal adalah insinerasi, pirolisis dan gasifikasi. Walaupun pirolisis dan gasifikasi belum banyak diterapkan untuk pengolahan sampah skala kota, namun teknologi tersebut hingga saat ini terus dikembangkan.

Sampah dapat dibagi menjadi dua golongan, yaitu: (a) sampah yang mudah terurai (*degradable refuse*) secara alami melalui proses fisik, kimiawi, maupun biologis. Sampah golongan ini berasal dari bahan organik, seperti sayuran, sisa makanan, kertas, bangkai binatang, dan (b) sampah yang tidak mudah terurai berasal dari bahan-bahan non organik seperti metal, kaca, plastik, kayu, keramik. Timbulan sampah yang dihasilkan dari suatu kota pada dasarnya sangat ditentukan oleh seluruh aktifitas masyarakat di kota tersebut. Aktifitas tersebut meliputi perdagangan, perumahan, perkantoran, perindustrian, pertanian dan lain-lain. Untuk timbulan sampah, pada umumnya dipakai ukuran volume (m^3 /hari) atau ukuran berat (ton/hari). Tabel 1.4. memperlihatkan volume jenis-jenis sampah terangkut di Indonesia tahun 2017-2018 [3].

Tabel 1.4. memperlihatkan bahwa secara umum sampah kota terdiri dari 75% sampah organik dan sisanya adalah sampah anorganik. Salah satu pemanfaatan sampah organik adalah sebagai bahan baku pembangkit energi menggunakan gas metana sebagai energi primernya, dengan menggunakan teknologi *Dry Anaerobic Conversion* proses fermentasi *anaerobic* dalam biodigester selama 30 hari, teknologi ini cukup memakan waktu dalam menyelesaikan permasalahan sampah padat kota [7].

Tabel 1.4 Volume sampah terangkut per hari menurut jenis sampah per kota tahun 2017-2018 [3].

Kota	Sampah Organik		Sampah Anorganik		Sampah Bahan Berbahaya dan Beracun (B3)	
	(m ³)		(m ³)		(m ³)	
	2017	2018	2017	2018	2017	2018
Medan	1230	1303,5	662	742,8	0	0
DKI Jakarta	3693,8	3693,8	3139,96	3139,96	38,42	38,42
Bandung	543,09	625,04	492,01	566,26	84,78	97,58
Semarang	2817	2880	1727	1765	0	0
Yogyakarta	582,4	152,4	457,6	101,6	0	0
Surabaya	878,21	905,26	738,83	761,57	0	0
Serang	416,5	509,7	916,3	849,5	333,2	339,8
Denpasar	2293,59	2071,12	982,97	887,62	9,83	8,88
Banjarmasin	343,8	212,94	190,37	118,3	11,13	6,76
Makasar	4560,93	1745,08	1602,49	1441,69	0	0

Terkait permasalahan pengelolaan sampah perkotaan, Presiden Joko Widodo bersama Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), pemerintah daerah (pemda), dan PT Perusahaan Listrik Negara (Persero), telah melakukan pembangunan Pembangkit Listrik Tenaga Sampah (PLTSa) beberapa kota di Indonesia. Pembangunan PLTSa ini dilakukan sebagai salah satu program dalam memenuhi strategi penerapan teknologi penanganan sampah rumah tangga dan sampah sejenis sampah rumah tangga yang ramah lingkungan dan tempat guna. Pada perkembangannya, pembangunan PLTSa tidak hanya dilakukan dalam menangani permasalahan sampah saja, selain itu juga untuk memenuhi sumber kelistrikan di Indonesia, khususnya dalam hal meningkatkan peran energi terbarukan, yang disandingkan dengan sumber energi terbarukan lainnya di Indonesia seperti air, angin, dan surya.

Saat ini pemerintah telah membangun proyek PLTSa senilai US\$120 juta di Bantargebang, Kota Bekasi, Jawa Barat pada Maret 2019. PLTSa tersebut mampu mengolah sekitar 100 ton sampah per hari. Sampah yang dikelola tersebut

menghasilkan listrik sekitar 700 kWh. Secara nasional, pemerintah bahkan telah mencanangkan pembangunan sebanyak 12 PLTSa pada tahun 2019-2022. Targetnya, pembangunan seluruh PLTSa dapat menghasilkan daya listrik mencapai 234 Megawatt (MW) [8][9]. Pembangunan sebanyak 12 PLTSa tersebut merupakan amanah dari Peraturan Presiden (Perpres) Nomor 35 tahun 2018 tentang Percepatan Pembangunan Instansi Pengolah Sampah menjadi Energi Listrik Berbasis Teknologi Ramah Lingkungan. Perpres tersebut telah ditandatangani Presiden Joko Widodo sejak 12 April 2019 [9] [10].

Untuk mendukung program pemerintah, maka sesuai Peraturan Presiden No. 97 Tahun 2017 tentang Kebijakan dan Strategi Nasional Pengelolaan Sampah Rumah Tangga dan Sampah Sejenis Sampah Rumah Tangga, lampiran II. Peraturan Presiden No. 35 Tahun 2018 tentang Percepatan Pembangunan Instalasi Pengolah Sampah Menjadi Energi Listrik Berbasis Teknologi Ramah Lingkungan, pasal 1 angka 6. Undang-Undang Nomor 30 Tahun 2007 tentang Energi, pasal 6. Peraturan Pemerintah No. 79 Tahun 2014 tentang Kebijakan Energi Nasional, ps. 11 ayat (2). Peraturan Presiden No. 4 Tahun 2016 tentang Percepatan Pembangunan Infrastruktur Ketenagalistrikan, pasal 14 ayat (2). Peraturan Presiden No. 18 tahun 2016 tentang Percepatan Pembangunan Pembangkit Listrik Tenaga Sampah di Provinsi DKI Jakarta, Kota Tangerang, Bandung, Semarang, Surakarta, Surabaya, dan Makassar. Di dalam pasal 1 ayat 3 pada Peraturan Presiden No. 18 tahun 2016 ini dinyatakan bahwa teknologi proses termal diarahkan untuk digunakan yaitu: insinerator, gasifikasi, dan *pyrolysis* [11]. Perpres tersebut bertujuan untuk menyelesaikan solusi penanganan sampah dan pasokan sumber energi baru. Pasokan energi baru di Indonesia tahun 2019 memenuhi angka Rasio Elektrifikasi Nasional yang merupakan presentase perbandingan dari jumlah rumah tangga berlistrik dibagi dengan jumlah rumah tangga nasional, dimana jumlah rumah tangga berlistrik berasal dari jumlah rumah tangga PLN dan jumlah rumah tangga non PLN yakni mencapai 98,89% dan Rasio Desa Berlistrik yang merupakan presentase perbandingan dari jumlah desa berlistrik dibagi dengan jumlah desa mencapai 99,48% [12].

Saat ini PLTSA sebagai sumber energi terbarukan masih menjadi masalah yang diperdebatkan, karena penggunaan teknologi bakar atau termal tersebut berpengaruh terhadap aspek lingkungan dan ekonomi, serta kesehatan manusia. Penggunaan insinerator membuang emisi berupa dioksin atau senyawa yang berkarakteristik persisten, bioakumulatif dan karsinogen, menghasilkan partikel halus serta logam-logam berat, termasuk merkuri, timbal, kadmium, tembaga dan seng. Hal tersebut dapat berdampak buruk bagi lingkungan dan kesehatan manusia. Berbagai penyakit yang dapat timbul akibat terpapar sumber pencemar ini meliputi kanker, permasalahan reproduksi dan perkembangan, kerusakan pada sistem imun, penurunan fungsi paru, kanker, serangan jantung, dan kematian dini [13]. Proses gasifikasi merupakan proses konversi kimia yang dapat memberikan hasil yang baik dari sisi dekomposisi material dan energi serta ramah lingkungan dibandingkan dengan proses konversi termokimia, akan tetapi gasifikasi menghasilkan produk samping berupa tar, yang dapat mengganggu kesehatan manusia dan dapat menurunkan kualitas *syngas* yang dihasilkan, karena tar merupakan material yang sulit terbakar [14] [15].

Penelitian dan penggunaan teknologi gasifikasi untuk proses pengolahan sampah kota telah banyak dilakukan di berbagai negara, seperti negara Finlandia, Denmark, Thailand, Sri Langka, dan Kamboja [16]. Beberapa penelitian tersebut menggunakan pendekatan metode *process engineering*. Ringkasan penelitian terdahulu terkait penelitian gasifikasi *fixed bed downdraft gasifier* pada limbah/sampah padat kota (MSW) dan *biomass* dengan dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Ringkasan penelitian terdahulu.

No	Nama Penulis	Judul	Tahun	Ref.
1.	A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno, and G. Cardillo	<i>Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus</i>	2017	[17]

No	Nama Penulis	Judul	Tahun	Ref.
2.	A. J. Keche, A. P. R. Gaddale, and R. G. Tated	<i>Simulation of biomass gasification in downdraft gasifier for different biomass fuels using Aspen Plus</i>	2015	[18]
3.	J. Han <i>et al.</i> ,	<i>Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus</i>	2017	[19]
4.	R. E. Moshi, Y. A. C. Jande, T. T. Kivevele, and W. S. Kim	<i>Simulation and performance analysis of municipal solid waste gasification in a novel hybrid fixed bed gasifier using Aspen Plus</i>	2020	[20]
5.	S. Begum, M. G. Rasul, and D. Akbar,	<i>A numerical investigation of municipal solid waste gasification using Aspen Plus</i>	2014	[21]
4.	Y. Li, K. Zou, T. Yang, R. Li, and Y. Chi,	<i>Combustible solid waste gasification gas characteristics simulation based on Aspen Plus</i>	2013	[22]
5.	Li Erping, Hu Qing, Chen Haoyun, Cai Jinling, Qiu Yaqun, Yu Zhiyuan	<i>Modeling and process design of municipal solid waste pyrolysis and gasification with a fixed-bed chamber</i>	2019	[23]
6.	Chong Chen, Yu-qi Jin, Jian-hua Yan, Yong Chi	<i>Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors</i>	2009	[24]
7.	Na Deng, Dongyan Li, Qiang Zhang, Awen Zhang, Rongchang Cai, Biting Zhang	<i>Simulation analysis of municipal solid waste pyrolysis and gasification based on Aspen Plus</i>	2017	[25]
8.	Naveed Ramzan, Asma Ashraf, Shahid Naveed, Abdullah Malik	<i>Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen Plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste</i>	2011	[26]
9.	Sharmina Begum, Mohammad G. Rasul, Delwar Akbar, and Naveed Ramzan	<i>Performance analysis of an integrated fixed bed gasifier model for different biomass feedstocks</i>	2013	[27]

Tabel 1.5. memperlihatkan bahwa para peneliti telah melakukan analisis dan simulasi gasifikasi khususnya pada *fixed bed gasifier* menggunakan bahan baku *municipal solid waste* (MSW) atau sampah padat kota dan biomassa. Di Indonesia pengolahan sampah kota menjadi energi listrik masih menggunakan proses *landfill* dan insenerasi [28].

Na Deng, et. al., dalam penelitiannya menggunakan *Gasification Agent* (GA) yaitu campuran antara *flue gas* dan *water vapor* yang dapat menghasilkan rasio ekivalensi (ER) sebesar 0,4 pada suhu gasifikasi optimum sekitar 750 °C dan nilai LHV sebesar 2324,55 kcal/m³ [25].

Chong Chen, et. al., dalam penelitiannya menggunakan simulator Aspen Plus untuk memprediksi hasil gasifikasi MSW dan memberikan beberapa dasar-dasar proses yang berkaitan dengan produksi *syngas*. Pengaruh suhu gasifikasi, rasio kesetimbangan udara (GA), konsentrasi kelembaban pada komposisi *syngas*, nilai kalor (LHV), efisiensi konversi panas, dan konversi karbon telah dibahas. Hasilnya menunjukkan bahwa suhu yang lebih tinggi dapat meningkatkan proses gasifikasi, rasio kesetimbangan udara lebih tinggi sehingga dapat meningkatkan konversi karbon dan menurunkan LHV, efisiensi konversi panas meningkat dan mencapai maksimum, kemudian menurun dengan meningkatnya rasio kesetimbangan udara. Konsentrasi kelembaban yang tinggi meningkatkan konversi karbon dan meningkatkan efisiensi konversi panas pada rasio yang lebih rendah. Suhu tinggi pada 650 °C dan rasio ekivalensi yang lebih rendah ER 0,2 menghasilkan LHV yang lebih tinggi yaitu 5000 kJ/m³ [24].

Moshi, et. al., dalam penelitiannya menyatakan bahwa MSW dapat digunakan sebagai bahan bakar dan dilakukan analisis kinerjanya. Pengaruh rasio ekivalensi (ER) dan suhu *gasifier* diteliti. Hasil penelitian menunjukkan bahwa ER sebesar 0,1 dan suhu gasifikasi 800 °C memberikan keluaran *syngas* yang lebih baik [20].

Begum, et. al., dalam penelitiannya telah melakukan pemodelan. Pengaruh parameter; rasio udara-bahan bakar, suhu *gasifier*, dan kadar air di simulasikan. Rasio udara-bahan bakar (AFR) divariasikan dari 0,1 sampai 1,0. Nilai tersebut

mempengaruhi produksi *syngas* pada suhu *gasifier* 700 °C. Ketika konsentrasi CO₂ meningkat (10% menjadi 40%), maka rasio udara-bahan bakar meningkat dan CO turun (75% menjadi 40%). Setelah rasio udara-bahan bakar meningkat dari 0,3 menjadi 1,0; maka konsentrasi H₂ turun (10% sampai 2%), sedangkan CH₄ tidak berubah signifikan. Rasio udara-bahan bakar 0,2 suhu *gasifier* divariasikan dari 500 °C sampai 1000 °C. Konsentrasi CO meningkat (75% sampai 90%) dengan meningkatnya suhu *gasifier* 650 °C; sebaliknya, CO₂ turun. H₂ dan CH₄ keduanya hanya sedikit berbeda dengan suhu yang lebih tinggi pada 700 °C [21].

Yanji Li, et. al., dalam penelitiannya menyatakan bahwa suhu udara yang dipanaskan sebelumnya dan rasio kesetimbangan udara (ER) memiliki pengaruh pada karakteristik gasifikasi. Hasil simulasi menunjukkan bahwa kondisi operasi optimum adalah pada ER sebesar 0,4 dan suhu 600 °C [22].

Jun Han, et. al., dalam penelitiannya mengamati pengaruh suhu gasifikasi, rasio ekivalensi dan kadar air biomassa terhadap kualitas *biosyngas* (komposisi gas, rasio H₂/C). Semua faktor yang diteliti memiliki pengaruh yang signifikan terhadap kualitas *biosyngas*. Untuk mencapai kualitas *biosyngas* yang baik pada operasi sistem konversi katalitik Fischer-Tropsch, direkomendasikan bahwa suhu gasifikasi sekitar 650 – 800 °C, rasio kesetimbangan 0,2 – 0,3 dan kadar air biomassa kurang dari 10% [19].

Ashok J. Keche, et. al., dalam penelitiannya mengembangkan model gasifikasi biomassa pada *gasifier* unggun tetap *downdraft* kondisi tekanan atmosfer menggunakan simulator Aspen Plus. Studi eksperimen dan simulasi pada pembangkit tenaga listrik dengan *gasifier* biomassa *downdraft* menghasilkan 35 kVA [18].

A. Gagliano, et. al., dalam penelitiannya melakukan pemodelan perhitungan pembentukan arang dan tar berdasarkan pada reaksi kimia. Validasi model dilakukan melalui perbandingan antara simulasi dan data eksperimen dengan dua biomassa yang memiliki kadar air berbeda, dengan total enam belas kasus yang dibandingkan. Antara data eksperimen dan simulasi terdapat perbedaan sebesar

15% pada gas yang mudah terbakar (H_2 , CH_4 , CO) dengan nilai LHV sebesar 7% [17].

Li Erping, et. al., dalam penelitiannya melakukan pemodelan menggunakan model Aspen Plus, hasilnya menunjukkan kesesuaian antara data eksperimen dan simulasi. Proses sintesis sampah padat kota menggunakan *Fixed bed gasifier* pada kondisi operasi atmosferik, suhu sekitar $900\text{ }^\circ\text{C}$, rasio udara-bahan bakar sebesar 0,4 dan rasio *steam*-MSW sebesar 0,4 menghasilkan kesetimbangan *massa balance* dan *heat balance*. [23].

A. Gagliano, et. al., dalam penelitiannya mengembangkan model gasifikasi biomassa dengan *downdraft gasifier* menggunakan Aspen Plus. Analisis proksimat dan ultimate digunakan untuk mengkarakterisasi bahan baku biomassa dan dikategorikan sebagai komponen non-konvensional. Blok R-Yield dan R-Gibbs digunakan untuk mensimulasikan proses gasifikasi. Blok R-Yield mensimulasikan devolatilisasi biomassa dimana biomassa dipecah menjadi komponen yang lebih sederhana. Komponen non-konvensional diubah menjadi komponen konvensional (C , H_2 , CO , CH_4 , CO_2 , dan H_2O). Blok R-Gibbs digunakan untuk menentukan kesetimbangan fasa dan kimia berdasarkan energi bebas Gibbs. Pengaruh kadar air biomassa dan rasio kesetimbangan terhadap kualitas gas dievaluasi. Hasil simulasi menunjukkan kesesuaian dengan data eksperimen [17].

Sharmina Begum, et. al., dalam penelitiannya membandingkan model simulasi dan data eksperimen. Pengaruh kondisi operasi rasio udara-bahan bakar (AFR) dan suhu reaktor untuk produksi *syngas* dianalisis. Analisis dilakukan pada bahan baku yang berbeda, yaitu limbah kayu, sekam biji kopi, tanaman, dan MSW. Hasil penelitian menunjukkan bahwa parameter operasi memiliki pengaruh signifikan terhadap komposisi *syngas*. Komposisi *syngas* hasil eksperimen dan simulasi pada rasio udara-bahan bakar sebesar 0,3 dan suhu *gasifier* $700\text{ }^\circ\text{C}$ memberikan kinerja optimal *fixed bed downdraft gasifier* untuk MSW, limbah kayu, limbah hijau, dan sekam biji kopi. Simulasi model gasifikasi juga dikembangkan untuk bahan baku biomassa lainnya seperti sisa makanan, sekam padi, limbah unggas, dan ampas tebu [27].

Naveed Ramzan, et. al., dalam penelitiannya melakukan simulasi menggunakan Aspen Plus untuk mempelajari gasifikasi MSW, limbah makanan, dan limbah unggas. Selanjutnya memvalidasi model dengan data eksperimen yang diperoleh melalui *gasifier* biomassa hibrida. Simulasi dilakukan untuk memprediksi kinerja *gasifier* pada berbagai kondisi operasi. Hasil simulasi dan nilai aktual yang diperoleh sesuai. Analisis sensitivitas dilakukan pada pengaruh variasi suhu *gasifier*, ER, kadar air, dan rasio steam-biomassa terhadap komposisi *syngas*, HHV, *cold gasification efficiency* (CGE), dan hidrogen. Hasil penelitian menunjukkan bahwa suhu yang lebih tinggi dapat meningkatkan kinerja *gasifier*. Terjadinya peningkatan produksi karbon monoksida dan hidrogen pada komposisi *syngas*, menghasilkan nilai HHV 58 kJ/kgmole MSW pada MC sekitar 5% dan CGE yang lebih tinggi 54% MSW. Kadar air mempengaruhi HHV. Kadar air yang tinggi dapat menurunkan kinerja reaktor dan menghasilkan CGE yang rendah. Untuk sampah padat kota, CGE maksimum di peroleh sebesar 54% pada ER sebesar 0,28 [26]. Dapat disimpulkan bahwa model tersebut dapat digunakan sebagai alat untuk memprediksi optimasi kinerja *gasifier* [26][29][30].

Saat ini pengelolaan sampah TPA Putri Cempo masih menggunakan sistem *open dumping*, yakni sistem pembuangan sampah terbuka di TPA yang hanya dibiarkan menggunung dan belum ada pengolahan lebih lanjut. Pemda kota Surakarta kini tengah menyiapkan berbagai perbaikan pengelolaan sampah TPA. Salah satu upayanya adalah pengelolaan sampah akan diolah menjadi pembangkit listrik tenaga sampah (PLTSa). Dengan adanya PLTSa TPA Putri Cempo, akan menyelesaikan persoalan pengelolaan sampah, dimana saat ini pembangunan konstruksi PLTSa masih dalam tahap merampungkan penyiapan lahan. Sejak Agustus 2020 sudah dilakukan pemindahan tumpukan sampah di lahan 1,8 hektare sebagai lokasi pembangunan konstruksi PLTSa. Pemindahan gunung sampah telah selesai dan kini tinggal tahap *finishing*. Terkait permasalahan tersebut, maka dengan adanya pembangunan konstruksi PLTSa salah satu solusinya dapat teratasi. Dalam pembangunan PLTSa salah satu teknologi yang dapat digunakan adalah teknologi gasifikasi. Penelitian ini membahas analisis simulasi proses pengolahan

sampah padat kota (MSW) dengan teknologi gasifikasi menggunakan *fixed bed downdraft gasifier*. Untuk menunjang keberhasilan PLTSa tersebut, maka kajian dalam bentuk analisis simulasi gasifikasi MSW untuk produksi *syngas* perlu dilakukan secara cermat. Langkah ini diperlukan agar dapat memberikan gambaran secara rinci dan menyeluruh tentang potensi energi listrik dengan bahan bakar *syngas* dari TPA di suatu wilayah dikaitkan dengan jumlah dan sifat sampah (MSW) yang tersedia, sehingga hasil dari analisis simulasi ini dapat digunakan sebagai salah satu acuan. Analisis simulasi gasifikasi MSW berdasarkan pada beberapa referensi dan menggunakan model matematis. Analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) menggunakan reaktor *fixed-bed downdraft gasifier* dengan variasi parameter *air-fuel ratio* (AFR) yaitu sebesar 0,1 - 1,0 dan kondisi operasi suhu gasifikasi pada 500 °C - 1000 °C.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan uraian dalam latar belakang bahwa pengelolaan sampah konvensional yang ada saat ini masih menyisakan permasalahan terutama pencemaran gundukan sampah, bau dan bencana, walaupun sudah menggunakan berbagai teknologi seperti pengelolaan sampah terpadu. Beberapa teknologi gasifikasi salah satunya *fixed bed downdraft gasifier* merupakan salah satu pilihan dalam mengatasi permasalahan sampah, meminimalkan polusi udara yang ditimbulkan dari pengolahan sampah serta mencari potensi energi terbarukan. Gasifikasi tipe *fixed bed downdraft gasifier* merupakan teknologi yang telah digunakan berbagai negara, namun belum banyak digunakan di Indonesia, sehingga masih perlu dilakukan kajian. Rumusan masalah dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana analisis simulasi gasifikasi MSW tipe *fixed bed downdraft gasifier* terhadap pengaruh variasi *air-fuel ratio*, sehingga diperoleh komposisi *syngas*?

2. Bagaimana analisis simulasi gasifikasi MSW tipe *fixed bed downdraft gasifier* terhadap pengaruh perubahan suhu reaktor, sehingga diperoleh komposisi *syngas*?
3. Bagaimana nilai *Low Heating Value* (HHV) dan *Cold Gasification Efficiency* (CGE) terhadap pengaruh perubahan *air-fuel ratio* dan suhu gasifikasi?
4. Bagaimana nilai daya yang dihasilkan *gas engine*?

1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan umum dari penelitian ini adalah mendukung kemandirian energi nasional dengan memanfaatkan sumber energi baru yang berasal dari sampah padat kota (MSW) dengan membuat analisis simulasi model konversi sampah menjadi energi listrik untuk dapat digunakan sebagai acuan pengembangan PLTSa di suatu wilayah.

Tujuan khusus dari penelitian ini adalah analisis simulasi sampah padat kota (MSW) menggunakan *fixed bed downdraft gasifier* yaitu dengan cara menghitung neraca massa sampah padat kota (MSW) untuk dikonversi menjadi *syngas*, sehingga diperoleh:

1. Komposisi *syngas* dari proses gasifikasi MSW dengan *fixed bed downdraft gasifier* dengan melakukan variasi *air-fuel ratio*.
2. Komposisi *syngas* dari proses gasifikasi MSW dengan *fixed bed downdraft gasifier* dengan melakukan variasi suhu reaktor.
3. Nilai *Low Heating Value* (HHV) dan *Cold Gasification Efficiency* (CGE) terhadap perubahan *air-fuel ratio* dan suhu gasifikasi.
4. Daya yang dihasilkan *gas engine*.

1.4 Batasan Masalah

Penelitian ini mengarah pada latar belakang dan permasalahan yang telah dirumuskan, maka dibuat batasan-batasan masalah guna membatasi ruang lingkup penelitian, antara lain:

1. Bahan baku (*feedstock*) yang digunakan adalah sampah padat kota (MSW) TPA Putri Cempo Surakarta yang memiliki komposisi 70,34% bahan organik dan 29,66% bahan anorganik.
2. Konversi termal yang digunakan adalah analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan *fixed bed downdraft gasifier*.
3. Kondisi operasi simulasi menggunakan persamaan Peng Robinson dengan fluida dianggap gas ideal pada tekanan satu bar.
4. Parameter simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan *fixed bed downdraft gasifier* adalah rasio udara bahan bakar sebesar 0,1 - 1,0 dan suhu sebesar 500 °C – 1000 °C.
5. Parameter respon yang dianalisis adalah komposisi *syngas*, nilai LHV *syngas*, *coal gasification efficiency* (CGE) dan daya yang dihasilkan *gas engine*.

1.5 Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan dapat memberikan manfaat untuk menghasilkan analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan tipe *fixed bed downdraft gasifier* sebagai salah satu acuan dalam pengembangan teknologi gasifikasi untuk aplikasi PLTSa.

1.6 Hipotesis Penelitian

Hipotesis penelitian ini adalah analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) menggunakan *fixed bed downdraft gasifier*, sehingga diketahui variabel proses gasifikasi yang berpengaruh terhadap komposisi *syngas*, nilai kalor dari *lower heating value*, *coal gasification efficiency* dan daya yang dihasilkan *gas engine*.

1.7 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan dalam tesis ini terdiri dari lima bab dengan rincian sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi penjelasan tentang latar belakang masalah, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, manfaat penelitian, hipotesis dan sistematika penulisan dari tesis yang disusun.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi penjelasan tentang berbagai referensi dan teori yang terkait dengan judul penelitian, yaitu: definisi limbah (*waste*), limbah padat (*solid waste*), sampah padat kota (*municipal solid waste*) atau MSW, pemanfaatan sampah menjadi energi (*waste to energy*), potensi PLTSa di Indonesia, teknologi gasifikasi, proses gasifikasi MSW, biomassa, *coal*, simulasi gasifikasi, dan simulasi *gas engine*.

BAB III METODE PENELITIAN

Bab ini berisi penjelasan tentang langkah-langkah selama penelitian, yakni meliputi: lokasi penelitian, teknik pengumpulan data primer dan sekunder, teknik pengolahan dan analisis data dan prosedur penelitian.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini berisi penjelasan tentang karakterisasi bahan baku MSW, analisis simulasi gasifikasi yang meliputi penyelesaian neraca massa, menganalisis pengaruh *air flow ratio* dan suhu terhadap komposisi *syngas* yang dihasilkan, menghitung nilai LHV, *cold gas efficiency* (CGE) dan daya yang dihasilkan *gas engine*.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Bab ini berisi penjelasan tentang kesimpulan dan saran. Kesimpulan yang dimaksud harus menjawab hasil dari rumusan masalah sedangkan saran yang dimaksud mengenai masukan untuk penelitian selanjutnya jika ingin di kembangkan lagi.

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Definisi Limbah (*Waste*) dan Sampah Padat Kota (*Municipal Solid Waste*)

Limbah disebut juga sampah yakni secara umum adalah zat, objek, atau kumpulan zat dan objek yang dipilih untuk dibuang atau harus dibuang menurut ketentuan undang-undang lokal, regional, atau nasional. Selain itu, limbah juga merupakan zat atau objek yang bukan merupakan produk utama dari suatu proses (atau proses) yang tidak dapat digunakan lagi oleh pengguna awal untuk tujuan produksi, transformasi, dan konsumsi sendiri. Limbah dapat dihasilkan selama proses (i) ekstraksi bahan mentah, (ii) pengolahan bahan mentah menjadi produk antara dan akhir, (iii) konsumsi produk akhir, dan (iv) aktivitas manusia lainnya [31].

Limbah padat adalah istilah umum yang mencakup *garbage/rubbish* (material buangan atau benda-benda yang tidak lagi diperlukan atau digunakan, jika *garbage* merujuk sampah basah, maka *rubbish* merujuk pada sampah kering), *refuse* (material limbah yang tidak diinginkan, terutama material yang secara berkala dibuang dari rumah, pabrik, dan sebagainya), *sludge* berupa lumpur dari instalasi pengolahan air limbah (seperti limbah pabrik kulit dengan kandungan air 81,6%)[32], instalasi pengolahan pasokan air, atau fasilitas pengendalian polusi udara, lumpur limbah, dan bahan buangan lainnya, termasuk padat, cair, setengah padat, atau mengandung gas bahan yang dihasilkan dari kegiatan industri, kota, komersial, pertambangan, dan pertanian serta dari kegiatan masyarakat dan kelembagaan [32][32]. Tanah, kotoran, batu, pasir, dan bahan padat lunak lainnya, baik alami maupun buatan manusia, yang digunakan untuk mengisi tanah tidak diklasifikasikan sebagai limbah jika tujuan penimbunan adalah untuk membuat tanah tersebut sesuai untuk konstruksi perbaikan permukaan. Limbah padat tidak termasuk bahan limbah yang dihasilkan dari kegiatan yang terkait dengan eksplorasi, pengembangan, atau produksi sumber daya minyak atau gas atau panas bumi, atau bahan atau bahan lain yang diatur oleh pemerintah lokal atau federal.

Singkatnya, limbah padat sebagaimana definisi yang berlaku pada teks ini adalah bahan berkarbon (mengandung karbon) atau hidrokarbon (mengandung karbon dan hidrogen) yang tidak diinginkan atau dibuang yang berasal dari berbagai sumber dan bukan berupa cairan atau gas. Selain itu, pembuangan berbagai macam limbah telah menjadi masalah penting karena cara pembuangan tradisional ke tempat pembuangan sampah telah menjadi jauh lebih tidak dapat diterima secara lingkungan. Regulasi yang lebih baru dan lebih ketat dari metode pembuangan konvensional telah membuat ekonomi pengolahan limbah untuk pemulihan sumber daya jauh lebih menguntungkan. Namun, sebelum beralih ke berbagai aspek proses gasifikasi, ada baiknya untuk menjelaskan secara lebih rinci jenis limbah yang timbul dari aktivitas manusia dan yang mungkin cocok untuk gasifikasi [31].

Sampah padat kota (*municipal solid waste*) adalah sampah yang dihasilkan dari, atau terkait dengan, kegiatan kota, masyarakat, komersial, kelembagaan, dan rekreasi; termasuk sampah, sampah, abu, pembersihan jalan, bangkai hewan, limbah medis, dan semua limbah padat non-industri lainnya. Sampah padat kota (MSW) dihasilkan dari rumah tangga, kantor, hotel, toko, sekolah, dan lembaga lainnya. Komponen utamanya adalah sisa makanan, kertas, plastik, kain sisa, logam, dan kaca, meskipun puing-puing pembongkaran dan konstruksi sering dimasukkan dalam limbah yang dikumpulkan, begitu pula limbah berbahaya dalam jumlah kecil, seperti bola lampu listrik, baterai, suku cadang otomotif, dan obat-obatan dan bahan kimia yang dibuang. Sampah kota merupakan bahan baku yang tidak ada nilai jualnya, melimpah, dan memiliki sifat dapat diperbarui. Tabel 2.1 memperlihatkan komposisi sampah kota secara umum.

Tabel 2.1 Komposisi municipal solid waste secara umum [31].

Komponen	% w/w
Kertas	33,7
Cardboard	5,5
Plastik	9,1
Tekstil	3,6
Bahan karet, kulit, dan sebagainya	2,0

Komponen	% w/w
Kayu	7,2
Limbah Hortikultura	14,0
Limbah makanan	9,0
Bahan kaca dan besi	13,1

Tabel 2.2 memperlihatkan sumber dan tipe dari beberapa jenis sampah. Kandungan panas MSW tergantung pada konsentrasi bahan organik yang mudah terbakar dalam limbah dan kadar airnya. Biasanya, limbah padat perkotaan memiliki nilai kalor sekitar setengah dari nilai kalor batubara bituminous [33]. Kadar air (*moisture content*) sampah padat kota memiliki nilai sebesar 20% w/w [31].

Tabel 2.2 Sumber dan berbagai tipe sampah.

Sumber sampah	Contoh	Tipe-tipe limbah padat
Perumahan atau tempat tinggal	<i>Single and multifamily dwellings</i>	Limbah makanan, <i>paper, cardboard</i> Plastik, tekstil, berbahan kulit <i>Yard wastes</i> , kayu, <i>glass, metals ash, special wastes iol</i> , ban bekas
Industri	<i>Light and heavy manufacturing</i> <i>Construction sites</i> <i>Power plants</i> <i>Chemicals plants</i>	<i>Housekeeping wastes, packaging food wastes</i> <i>Construction and demolition materials</i> <i>wood steel, concrete</i> <i>Ash (debu)</i> <i>Special chemical waste</i>
Komersial	Pergudangan, hotel, dan rumah makan Tempat perdagangan dan perkantoran	Kertas, <i>cardboard, plastics, wood, Food waste</i> (limbah makanan) Bahan kaca, besi, <i>special wastes, Hazardous wastes</i>
Institusi	Sekolah dan rumah sakit Pusat pemerintahan	Kertas, <i>cardboard</i> , plastik, kayu <i>Food waste</i> (limbah makanan) Bahan kaca, besi, <i>special waste, Hazardous waste</i>
<i>Municipal</i> atau perkotaan	atau <i>Street cleaning</i>	<i>Street sweepings; landscape waste tree trimmings; Wastes from parks Wastes from recreational areas</i>

Sumber sampah	Contoh	Tipe-tipe limbah padat
<i>Agriculture</i>	<i>Crops, orchards, dairies Farms, feedlots</i>	Limbah agrikultural, <i>Hazardous waste</i> (contoh: pestisida)

Teknologi pembangkit energi yang memanfaatkan biomassa dan sampah padat kota (MSW) menjadi potensi yang menjanjikan karena ruang TPA saat ini sangat terbatas. Seiring kemajuan teknologi saat ini menjadi pilihan terhadap proses pengolahan sampah, sehingga menjadi efisien dan ramah lingkungan, bahkan kemungkinan bisa melengkapi bahan baku reaktor sebagai sumber energi melalui pemasangan unit gasifikasi [34].

Limbah padat industri (*industrial solid waste*) adalah limbah padat yang dihasilkan dari industri, manufaktur, pertambangan, atau operasi pertanian. Limbah padat industri digolongkan sebagai limbah berbahaya dan tidak berbahaya. Limbah padat industri mencakup beragam bahan dengan toksisitas lingkungan yang bervariasi, contohnya kertas, bahan kemasan, limbah dari pengolahan makanan, minyak, pelarut, resin, cat dan lumpur, kaca, keramik, batu, logam, plastik, karet, kulit, kayu, kain, jerami, abrasif, dan lain-lain.

Bahan baku (*feedstock*) yang digunakan sebagai input untuk pemodelan ini, menggunakan *feedstock* sampah padat kota campuran dari sampah yang memang sudah lama dan sampah yang baru di TPA Putri Cempo Surakarta. Dalam konsep analisis proses *waste to energy* diperlukan sifat-sifat dari sampah perkotaan yaitu karakteristik analisis *proximate*, *ultimate*, dan *calorific value* dengan penjelasan sebagai berikut:

A. *Ultimate Analysis*.

Ultimate analysis adalah komposisi hidrokarbon bahan bakar yang dinyatakan dalam unsur elemen dasar yaitu C, H, O, N, Cl dan S. Kandungan C, H, O, N, Cl dan S adalah presentase massa karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen dan belerang dalam bahan bakar [35]. Salah satu metode standar yang digunakan untuk *coal ultimate analysis* adalah ASTM D5373 – 13 Standard Test Methods for Determination of Carbon,

Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Carbon in Analysis Samples of Coal and Coke (ASTM D 5373-13, 2013) dengan cara memasukkan sampel karbon ke dalam alat uji yang menggunakan teknik infra merah dan hasil analisis akan muncul kemudian pada display alat uji. Penentuan kadar O dari komposisi hidrokarbon bahan bakar dapat dilihat pada persamaan 2.1.

$$O[\%] = 100[\%] - (C[\%] + H[\%] + N[\%] + S[\%] + Cl[\%]) \quad (2.1)$$

B. Proximate Analysis

Proximate analysis adalah analisis yang memberikan komposisi biomassa dalam hal komponen kelembaban (MC), zat terbang (*Volatile Matter*), abu (Ash) dan karbon tetap (*Fixed carbon*) [35]. Zat Terbang (*Volatile Matter*). Salah satu standar metode untuk coal proximate analysis adalah ASTM D7582-12 Standard Test Methods for Proximate Analysis of Coal and Coke by Macro Thermogravimetric Analysis (ASTM D 7582-15, 2015), yaitu dengan sampel sampah ukuran 60 mesh (sesuai standar alat ukur), yang ditempatkan dalam cawan (*crucible*) dan dimasukkan tungku dalam peralatan. Hasil analisis akan terbaca pada display alat uji.

- (a) *Volatile matter* atau zat terbang adalah kandungan dari bahan bakar yang dapat terkondensasi dan atau tidak terkondensasi pada saat dipanaskan. Jumlah dari zat terbang tergantung pada tingkat pemanasan dan suhu pemanasan yang digunakan.
- (b) Abu (*ash*). *Ash* atau abu adalah residu padat anorganik yang tersisa setelah material terbakar. Bahan utama dari abu adalah silika, aluminium, besi, dan kalsium, serta sejumlah kecil magnesium, titanium, natrium dan kalium.

- (c) Karbon tetap (*Fixed Carbon*). *Fixed carbon* atau karbon tetap adalah jumlah karbon padat dalam bahan bakar di dalam proses pirolisis setelah devolatilisasi. Karbon tetap ditentukan dari Persamaan 2.2.

$$FC[\%] = 100[\%] - (Ash[\%] + VM[\%]) \quad (2.2)$$

- (d) Kelembaban (*Moisture*)/ *Water Content*. Kadar air atau kelembaban yang tinggi merupakan karakteristik utama dari biomassa. Free moisture adalah kandungan air pada biomassa yang terletak diluar dinding sel biomassa. Sedangkan untuk *inherent moisture* adalah kandungan air yang melekat pada dinding-dinding sel biomasa.

C. *Calorific Value* adalah jumlah panas yang dihasilkan oleh pembakaran bahan bakar. Pembakaran dilakukan pada kondisi standar tekanan, suhu dan volume tetap. Parameter *Ultimate Analysis* sampah padat kota di TPA Putri Cempo Surakarta yang dikeluarkan oleh PT. XYZ, yang merupakan perusahaan yang melakukan uji bahan baku sampah padat kota TPA Putri Cempo Surakarta, dapat dilihat pada Tabel 2.3 dan nilai kalor sampah padat kota (MSW) dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2.3 Parameter analisis proximate dan ultimate MSW.

Parameter	nilai	satuan
<i>Moisture Content</i>	20	%
<i>Proximate analysis (dry basis)</i>		
<i>volatile matter</i>	56,85	wt %
<i>fixed carbon</i>	9,78	wt %
<i>ash</i>	33,37	wt %
<i>Ultimate analysis (dry basis)</i>		
C	39,21	wt %
H	5,53	wt %
O	20,86	wt %
N	0,73	wt %
S	0,31	wt %
Ash	33,37	wt %

Parameter *calorific value* sampah padat kota dari TPA Putri Cempo Surakarta dengan mencampur sampah lama dan sampah baru sehingga nilai HHV dapat dilihat pada Tabel 2.4 dan Lampiran 4.

Nilai Kalor Atas atau *High Heating Value* (HHV) adalah nilai kalor yang diperoleh dari pembakaran 1 kg bahan bakar dengan memperhitungkan panas kondensasi uap (air yang dihasilkan dari pembakaran berada dalam wujud cair) atau energi yang dihasilkan oleh sejumlah massa atau volume biomassa yang dibakar [35]. HHV adalah properti bahan bakar penting yang menentukan kandungan energi bahan bakar. Perkiraan nilai HHV dari komposisi elemen bahan bakar merupakan salah satu langkah dasar dalam pemodelan kinerja dan perhitungan pada sistem termal [36]. Energi yang dihasilkan termasuk juga energi yang digunakan sebagai panas laten penguapan kandungan air. Nilai Kalor Panas dari biomassa, dapat dilihat salah satunya adalah sampah padat perkotaan (MSW) yang memiliki Nilai Kalor Panas 19,83 kJ/g [37]. Korelasi nilai kalor dan komponen unsur biomassa dapat dengan mudah digunakan untuk memperkirakan nilai kalor dengan analisis Regresi. Berdasarkan komposisi unsur utama (dalam wt.%) C, H, O, N, dan S maka berdasarkan analisis regresi nonliniernya adalah; *Calorific Value* (MJ/kg) = $C^2 + C \times O^2 + 0.03 C \times H + 0.60 C - O + 0.11 O \times N + 0.53 S - 0.33 S \times O$; yang nilai R-kuadratnya adalah 0,956 [38].

Nilai Kalor Bawah atau *Low Heating Value* (LHV) nilai kalor yang diperoleh dari pembakaran 1 kg bahan bakar dengan memperhitungkan panas kondensasi uap (air yang dihasilkan dari pembakaran berada dalam wujud gas atau uap) atau besarnya energi yang dikeluarkan saat pembakaran sempurna biomassa tanpa mengikutsertakan besarnya energi yang digunakan untuk menguapkan kandungan air. Hubungan antara HHV dan LHV adalah sebagai berikut: *Low Heating Value* = *High Heating Value* – $h_{fg} (9H + M)$. Dimana H dan M adalah persentase dari hidrogen dan kelembaban dari biomassa pada kondisi *as receive*. Nilai h_{fg} adalah

panas laten dari uap air dengan satuan yang sama dengan Nilai Kalor Atas. Panas laten dari penguapan air bila menggunakan referensi suhu penguapan pada 100°C adalah 2257 kJ/kg [39][40][41]. Ketika kadar air meningkat, maka proses pembakaran biomassa secara teori tidak akan menghasilkan nilai panas karena kadar air yang tinggi membuat biomassa tidak mudah terbakar [42].

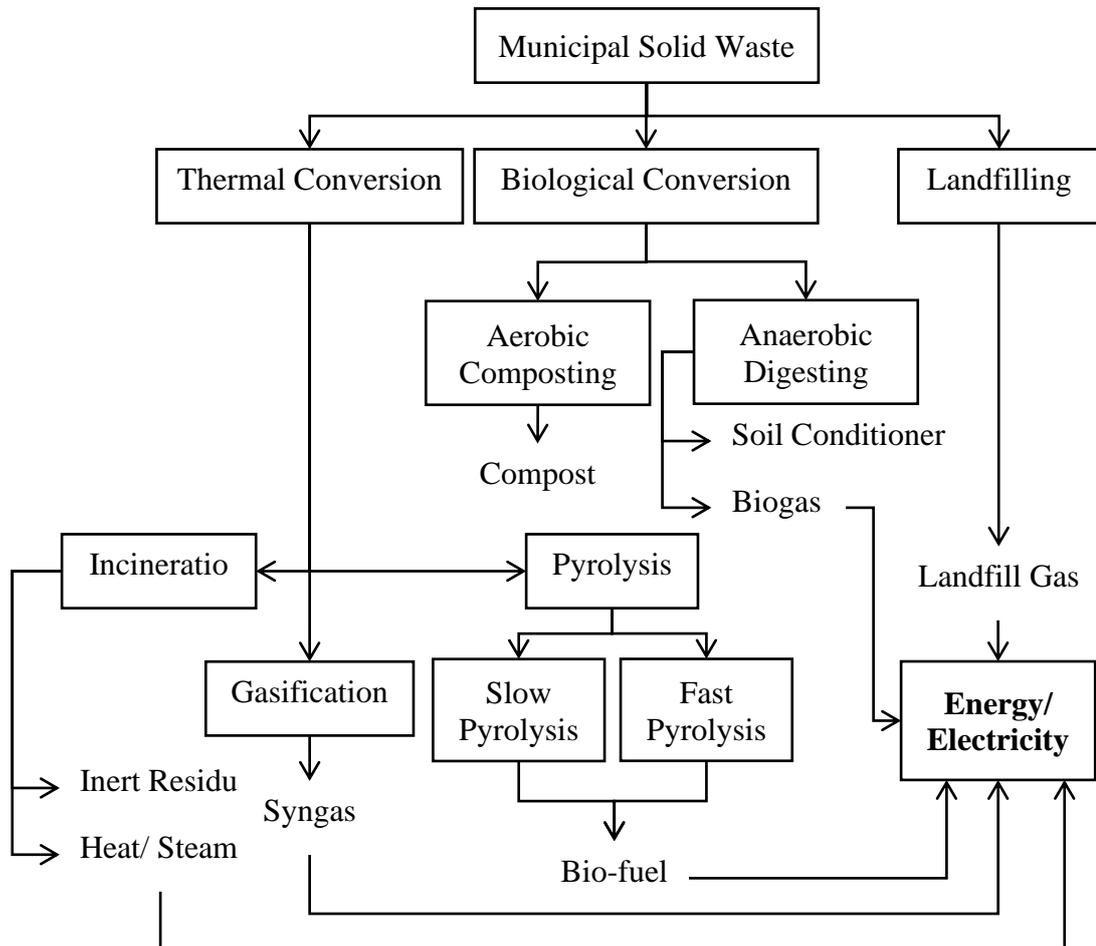
Tabel 2.4 Parameter nilai kalor MSW

Parameter	Nilai kalor	Unit
HHV	19967,79	kJ/kg
LHV	18392,40	kJ/kg

2.2 Pemanfaat Sampah Menjadi Energi (*Waste to Energy*)

Pemanfaatan limbah/sampah menjadi energi (*waste to energy*) dapat mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil. Potensi sampah kota yang dimiliki daerah dengan penduduk padat sangat besar. *Waste to energy* (WTE) dapat dianggap sebagai sumber energi alternatif potensial, yang layak secara ekonomi dan berkelanjutan secara lingkungan. Beberapa pilihan menggunakan teknologi WTE (*incineration, pyrolysis, gasification, anaerobic digestion, dan landfilling*) untuk pemulihan energi yang efektif dan tantangan yang dihadapi oleh negara maju dan berkembang.

Teknologi *waste-to-energy* (WTE) terdiri dari setiap proses pengolahan limbah yang menghasilkan energi dalam bentuk listrik, panas atau bahan bakar transportasi (misalnya solar) dari sumber limbah atau sampah. Teknologi ini dapat diterapkan pada beberapa jenis limbah: dari semi-padat (misalnya lumpur kental dari instalasi pengolahan limbah) hingga cair (misalnya limbah domestik) dan limbah gas (misalnya gas kilang). Namun, aplikasi yang paling umum sejauh ini adalah pengolahan sampah padat kota (MSW) [43]. Gambar 2.1 memperlihatkan teknologi pengolahan sampah padat kota (MSW).



Gambar 2.1 Teknologi pengolahan sampah padat kota [44].

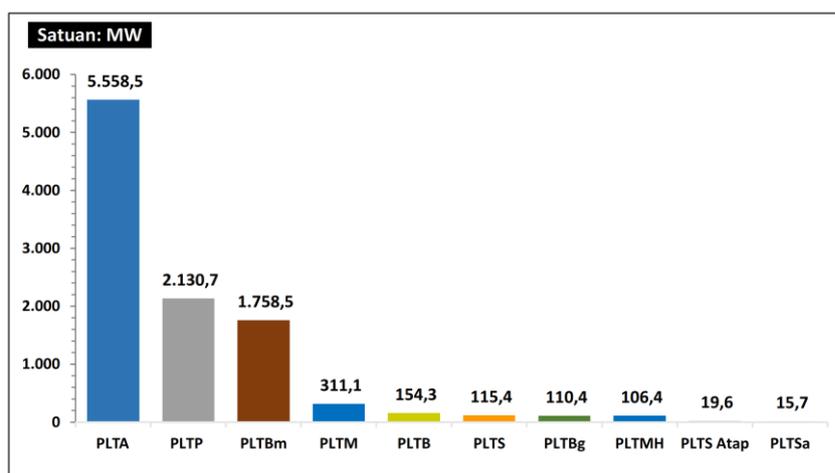
Teknologi WTE yang paling dikenal saat ini untuk pemrosesan MSW yakni dengan insinerasi dalam pembangkit listrik dan panas gabungan (CHP). Laju timbulan sampah padat kota dipengaruhi oleh perkembangan ekonomi, tingkat industrialisasi, kebiasaan masyarakat, dan iklim setempat. Sebagai tren umum, semakin tinggi pembangunan ekonomi, semakin tinggi jumlah MSW yang dihasilkan. Dengan pengelolaan MSW yang tepat dan kontrol yang tepat atas efek polusinya terhadap lingkungan dan perubahan iklim, limbah padat perkotaan memiliki peluang untuk menjadi sumber daya dan bahan bakar yang berharga untuk bauran energi berkelanjutan perkotaan masa depan. Kenyataannya, meskipun teknologi WTE yang menggunakan MSW sebagai bahan baku saat ini sudah

berkembang dengan baik, inkonsistensi komposisi MSW, kompleksitas desain fasilitas pengolahan, dan emisi polusi udara masih merupakan isu terbuka untuk teknologi ini.

Pengembangan proyek WTE membutuhkan kombinasi dari beberapa perspektif yang berbeda. Seiring dengan perkembangan teknis di masa depan, termasuk pengenalan di pasar proses alternatif untuk insinerasi, saat ini penting untuk memperhitungkan semua masalah sosial, ekonomi, dan lingkungan yang mungkin terjadi dalam proses pengambilan keputusan dari teknologi ini. Pertumbuhan populasi, peningkatan tingkat urbanisasi dan pertumbuhan ekonomi secara dramatis mengubah lanskap limbah padat domestik dalam hal tingkat generasi, komposisi limbah, dan teknologi pengolahan.

2.3 Potensi PLTSa di Indonesia

Saat ini pembangkit listrik EBT masih didominasi oleh PLTA, PLTP, dan PLTBm seperti terlihat pada Gambar 2.2. Gambaran ini menunjukkan bahwa pengembangan sumber EBT lainnya masih kurang mendapat perhatian dalam pengembangan kapasitas lebih lanjut.



Gambar 2.2 Kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik berbasis EBT tahun 2019 di Indonesia [12].

Terhitung sejak 2019 hingga 2022 mendatang, Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) mencatat, ada 12 Pembangkit Listrik Tenaga Sambah (PLTSa) yang bakal beroperasi dan menghasilkan listrik hingga 234 Megawatt (MW) dari sekitar 16 ribu ton sampah per hari. Diantaranya Surabaya (10 MW) akan menjadi kota pertama yang mengoperasikan pembangkit listrik berbasis biomassa tersebut dari volume sampah sebesar 1.500 ton/hari dengan nilai investasi sekitar US\$ 49,86 juta [8]. Lokasi PLTSa kedua berada di Bekasi dengan nilai investasi sebesar US\$ 120 juta dengan daya 9 MW. Selanjutnya, ada tiga pembangkit sampah yang berlokasi di Surakarta (10 MW), Palembang (20 MW), dan Denpasar (20 MW). Total investasi untuk menghasilkan setrum dari tiga lokasi yang mengelola sampah sebanyak 2.800 ton/hari sebesar US\$ 297,82 juta. Sisanya, Jakarta sebesar 38 MW dengan investasi US\$ 345,8 juta, Bandung dengan kapasitas 29 MW dan investasi sebesar US\$ 245 juta, Makassar, Manado, dan Tangerang Selatan dengan masing-masing kapasitas 20 MW dan investasi yang sama, yaitu US\$ 120 juta. Untuk mengembangkan PLTSa di Indonesia perlu adanya penciptaan pasar. Pemerintah mewajibkan PT. PLN (Persero) untuk membeli listrik dari PLTSa, memberikan dukungan dan fasilitasi pada pengembangan PLTSa, dan melaksanakan pembinaan dan pengawasan pada pengembangan PLTSa [45]. Tabel 2.5 memperlihatkan sampah kota di setiap TPA beberapa propinsi.

Tabel 2.5 Sampah kota di setiap TPA per Propinsi 2016 [2].

Provinsi	TPA	Kapasitas Ton per Tahun	Efisiensi Sistem Pembangkitan (MWh)	Total Potensi Tekno-Eko (Mwe)
Aceh	Blang Mangat	15.741	6.590,29	0,94
Sumatera Utara	Sidodadi	13.688	5.730,68	0,82
	Kaban Jahe	10.585	4.431,73	0,63
	Siantar Martoba	73.967	21.179,09	3,52
	Pertayuan	2.738	1.146,14	0,16
	Tanjung Pinggir	61.594	17.636,18	2,52
	Namu Bintang	233.600	66.886,83	11,04
	Terjun	233.600	66.886,83	11,04

Provinsi	TPA	Kapasitas Ton per Tahun	Efisiensi Sistem Pembangkitan (MWh)	Total Potensi Tekno-Eko (Mwe)
Sumatera Barat	Mencirim	22.995	6.584,17	0,94
	Batu Bola	11.406	4.775,57	0,68
	Air Dingin	115.705	33.129,88	5,48
	Kubu Gadang	17.128	7.170,99	1,02
Riau	Desa Binas	10.676	4.469,93	0,64
	Muara Fajar	109.500	44.826,68	6,9
Kepulauan Riau	Kota Dumai	13.140	5.501,46	0,79
	Tanjung Pinang	16.060	6.724,00	0,96
Jambi	Telaga Punggur	224.475	108.602,81	16,25
	Talang Gulo	39.858	11.412,57	1,63
Bengkulu	Kota Bengkulu	6.114	2.559,71	0,37
Sumatera Selatan	Suka Winantan	93.988	39.350,69	6,12
	Karya Jaya	93.988	39.350,69	6,12
Lampung	Bakung	77.800	22.276,45	3,68
	Karang Rejo	23.543	9.856,77	1,41
Kalimantan Brt.	Batulayang	109.500	31.353,20	4,97
Kalimantan Tgh.	Km. 14	44.713	12.802,56	1,83
Kalimantan Slt.	Basirih	73.000	20.902,14	3,48
Kalimantan Tmr.	Manggar	75.008	21.476,94	3,56
	Bukit Pinang	117.074	33.521,80	5,28
Bantem	Cilowong	36.500	15.281,82	2,18
	Rawa Kucing	156.038	65.329,79	10,07
Jawa Barat	Badegung	14.143	5.921,42	0,84
	Galuga	556.260	232.894,96	36,23
	Pasir Hayam	18.250	7.640,91	1,09
	Caringin	14.418	6.036,32	0,86
	Jalupang	48.667	20.375,76	2,91
	Sarimukti	438.000	183.381,85	29,17
	Cikundul	36.500	15.281,82	2,18
	Leuwigajah	371.205	155.416,12	24,18
	Argasurya	45.625	19.102,28	2,73
	Bantar Gebang	1.642.500	687.681,96	106,63
	Sumur Batu	146.000	61.127,28	9,47
	Cipayung	146.000	61.127,28	9,47
	Kota Cimahi	44.713	18.720,23	2,67

Provinsi	TPA	Kapasitas Ton per Tahun	Efisiensi Sistem Pembangkitan (MWh)	Total Potensi Tekno-Eko (Mwe)
Jawa Tengah	Gunung Tugel	12.775	5.348,64	0,76
	Kaligending	14.876	6.228,11	0,89
	Semali	14.876	6.228,11	0,89
	Wonorejo	23.729	9.934,71	1,42
	Banyu Urip	24.090	10.086,00	1,44
	Winong	8.432	3.530,10	0,5
	Sukosari	36.500	15.281,82	2,18
	Ngembak	36.500	15.281,82	2,18
	Basirih	127.750	53.486,37	8,13
	Margorejo	10.950	4.584,55	0,65
	Tanjungrejo	66.000	27.632,88	3,94
	Kalikondang	18.250	7.640,91	1,09
	Kertosari (Ungaran)	41.063	17.192,05	2,45
	Jatisari	10.950	4.584,55	0,65
	Kalijurang	3.614	1.512,90	0,22
	Putri Cempo	94.900	39.732,74	6,17
Jatibarang	255.500	106.972,75	16,76	
DI Yogyakarta	Banyuroto	9.207	3.854,79	0,55
	Piyungan	182.500	76.409,11	11,9
	Wukirsari	10.950	4.584,55	0,65
Bali	Mandung	23.126	9.682,56	1,38
	Sante	19.272	8.068,80	1,15
	Linggasana	14.454	6.051,60	0,86
	Bungkulan	21.900	9.169,09	1,31
	Suwung	292.000	122.254,57	18,95
Jawa Timur	Mrican	28.470	11.919,82	1,7
	Segawe	4.563	1.910,23	0,27
	Besuk	23.908	10.009,59	1,43
	Kertosari	41.063	17.192,05	2,45
	Sukabumi	32.303	13.524,41	1,93
	Blandongan	17.520	7.335,27	1,05
	Jabon	79.570	33.314,37	5,25
	Kedundung	23.451	9.818,57	1,4
	Banjar Dowo	29.018	12.149,05	1,73
Gunung Panggung	18.980	7.946,55	1,13	

Provinsi	TPA	Kapasitas Ton per Tahun	Efisiensi Sistem Pembangkitan (MWh)	Total Potensi Tekno-Eko (Mwe)
	Ngipik	60.955	25.520,64	3,64
	Pojok	52.560	22.005,82	3,14
	Sawetar	16.425	6.876,82	0,98
	Supit Urang	219.000	91.690,93	14,08
	Winongo	36.500	15.281,82	2,18
	Benowo	474.500	198.663,68	30,85
	Ngaglik	38.599	16.160,53	2,31
	Buluh	16.863	7.060,20	1,01
	Gunung Maddah	5.658	2.368,68	0,34
	Torbang Batuan	17.104	7.161,06	1,02
Nusa Tenggara	Alak	15.046	6.299,42	0,9
Sulawesi Utara	Tewaan	11.498	4.813,77	0,69
	Sumompo	55.206	23.113,75	3,3
Gorontalo	Pohe	16.973	7.106,05	1,01
Sulawesi Selatan	Tamangapa	182.500	76.409,11	11,9
Papua Barat	Sorong Makbon	10.494	4.393,52	0,63
Total Nasional		8.405.073	3.482.867,28	534,73

PLN membeli listrik PLTSa dengan harga US\$ 13,3 per kWh, hal ini mengacu pada Peraturan Presiden Nomor 35 Tahun 2018 tentang Percepatan Pembangunan Instalasi Pengolah Sampah menjadi Energi Listrik Berbasis Teknologi Ramah Lingkungan. PLN akan memanfaatkan sampah sebagai energi listrik pada opsi terakhir bila sampah tidak dapat memenuhi kriteria *reduce*, *reused*, dan *recycle* (3R). Presiden RI, Bapak Joko Widodo, melalui Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), pemerintah daerah (pemda), dan PT Perusahaan Listrik Negara (Persero) alias PLN harus mempercepat pembangunan Pembangkit Listrik Tenaga Sampah (PLTSa).

PLTSa kota yang sudah diimplementasikan yaitu PLTSa Bantar Gebang Bekasi dan PLTSa Benowo - Surabaya dengan kapasitas sebesar 16 MW (PLTSa Bantar Gebang 14 MW dan PLTSa Benowo 2 MW). Selain itu terdapat 12 lokasi percepatan pembangunan PLTSa di Indonesia yaitu di DKI Jakarta, Kota Bandung,

Semarang, Surakarta, Makasar, Denpasar, Manado, Palembang, Bekasi dan Tangerang Selatan yang saat ini masih dalam proses pembangunan. Tabel 2.6 memperlihatkan pertumbuhan kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik berbasis EBT tahun 2015-2019 di Indonesia, khususnya PLTSa sejak 2015 [12].

Tabel 2.6 Pertumbuhan kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik berbasis EBT tahun 2015-2019 di Indonesia.

Jenis Pembangkit	2014	2015	2016	2017	2018	2019
PLTA	5.048,59	5.068,59	5.343,59	5.343,59	5.399,59	5.558,52
PLTB	1,46	1,46	1,46	1,46	143,51	154,31
PLTBg	28,8	54,72	64,16	100,62	108,62	110,62
PLTBm	1.359,87	1.671,29	1.703,29	1.740,54	1.758,54	1.758,54
PLTBn	0	0	0	0	0	5
PLTM	111,26	148,71	211,4	240,55	267,79	311,14
PLTMH	76,95	90,15	95,87	103,76	104,76	106,36
PLTP	1.403,30	1.438,30	1.533,30	1.808,30	1.948,30	2.130,70
PLTS	22,74	33,36	43,12	50,9	60,19	126,24
PLTS Atap	0	0	0	0	0	19,57
PLTS Hybrid	0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
PLTS Hybrid (Surya-Angin)	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08
PLTSa	14	15,65	15,65	15,65	15,65	15,65
Total	10.081,05	10.540,81	11.031,41	11.425,95	11.828,53	10.300,23

Bila dibandingkan dengan PLTSa di dunia terutama negara tetangga di wilayah Asia, Indonesia termasuk negara yang belum mengoptimalkan energi dari sampah padat kota. Perkembangan pengolahan sampah padat kota di Indonesia dari tahun 2011-2020 dapat dilihat pada Tabel 2.5, terlihat bahwa perkembangannya datar atau justru menurun. Walaupun ada perbedaan data dengan yang di Indonesia, namun hal ini menggambarkan bahwa Indonesia perlu mengembangkan sampah padat kota secara signifikan. Tabel 2.7 memperlihatkan perbandingan data pembangkit listrik dari sampah padat kota [46].

Tabel 2.7 Perbandingan data pembangkit listrik dari sampah padat kota [46]

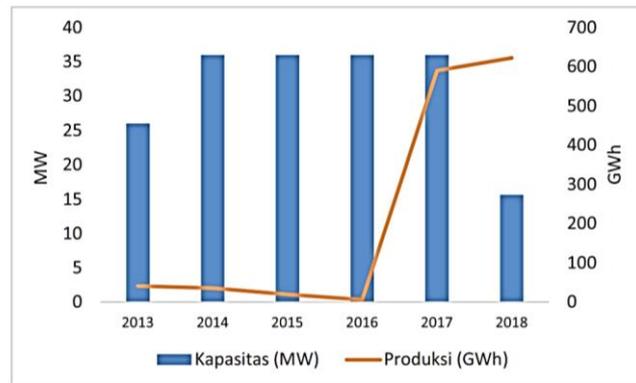
CAP (MW)	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
World	6828	7295	8426	8651	10020	10800	11762	13084	14548	15355
Africa								25	25	25
Asia	2246	2626	3206	3479	4490	4991	5835	6974	8180	8917
China	1131	1144	1700	1893	2342	2870	3640	4575	6009	6790
India	83	94	105	124	137	139	146	159	165	188
Indonesia	13	13	13	18	8	8	8	8	8	8
Japan	503	838	852	876	900	919	935	876	889	877
Malaysia	9	9	9	9	16	16	16	22	22	22
Singapore	128	128	128	128	128	128	128	128	128	128
Thailand	26	43	48	66	132	145	191	318	315	334
Europe	3408	3492	3993	3942	4291	4568	4683	4841	4934	4999
Middle East	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33
N. America	1137	1140	1153	1154	1163	1163	1160	1155	1133	1133
USA	1119	1102	1114	1115	1124	1124	1123	1118	1095	1095

Dengan adanya kebijakan percepatan pembangunan PLTSa maka untuk harga pembelian tenaga listrik dari PLTSa sudah diatur dalam Permen ESDM No. 50 tahun 2017 sebagaimana terlihat pada Tabel 2.8.

Tabel 2.8 Formula harga pembelian tenaga listrik untuk PLTSa [2].

Pembangkit	Mekanisme Pembelian	Tarif BPP Setempat > Rata-rata BPP Nasional	Tarif BPP Setempat ≤ Rata-rata BPP Nasional
MSW (PLTSa)	Penunjukan Langsung (Berdasarkan Hasil Lelang oleh Pemda)	Maksimum 100% x BPP Setempat	Kesepakatan Para Pihak (termasuk Sumatera, Jawa, & Bali)

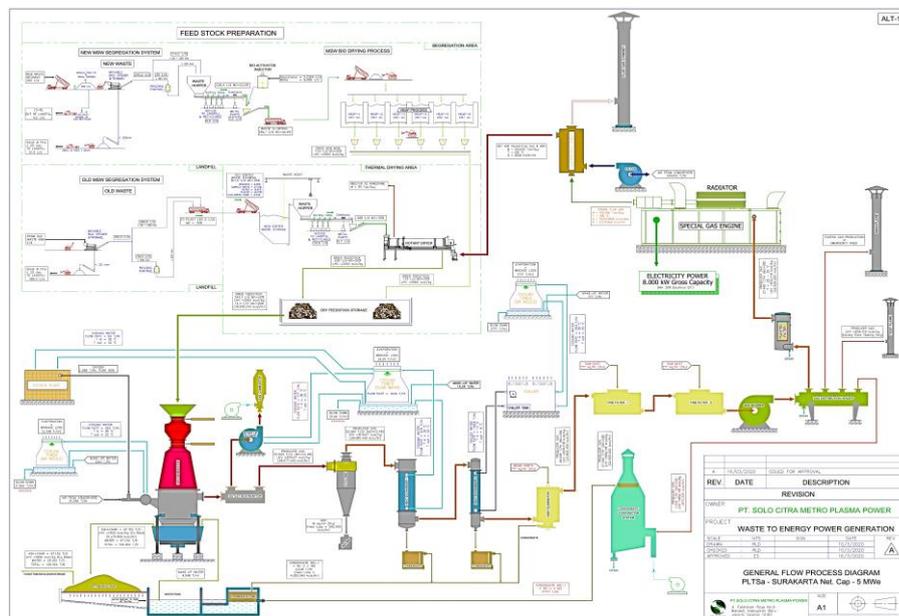
Pemanfaatan sampah untuk pembangkit listrik masih belum berjalan dengan baik, hal ini terlihat fluktuasi produksi listrik dari pembangkit tenaga sampah seperti terlihat pada Gambar 2.3.



Sumber: HEESI, 2018

Gambar 2.3 Harga pembelian tenaga listrik untuk PLTSa.

Dengan akan didirikan pembangunan PLTSa di Surakarta (TPA Putri Cempo), maka diharapkan dapat memberikan solusi dalam penanganan sampah padat kota. Adapun gambaran *flowsheet* dari PLTSs Surakarta yang akan dioperasikan tahap pertama pada semester kedua tahun 2021 dengan kapasitas 5 MW dapat dilihat pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4 Flowsheet PLTSa Surakarta.

2.4 Teknologi Gasifikasi

Berbagai jenis teknologi gasifikasi telah dikembangkan selama beberapa abad yang lalu. Jenis dasar reaktor gasifikasi awalnya dikembangkan untuk gasifikasi batubara. Selama beberapa dekade terakhir, telah diterapkan gasifikasi bahan bakar padat lainnya seperti biomassa dan berbagai jenis bahan limbah padat. Pemilihan jenis reaktor yang sesuai untuk aplikasi tergantung pada jenis bahan baku dan persyaratan komposisi gas sintetik.

Teknologi pembersihan gas adalah bagian penting lainnya dari proses gasifikasi bahan bakar padat. Menghilangkan partikel, tar, CO₂, dan pengotor lainnya diperlukan dalam produksi gas sintesis. Seringkali kombinasi dari metode pembersihan digunakan untuk menghilangkan kotoran dari *syngas*: *tar catalytic cracking*, *rotational wash tower*, *venturi scrubber*, *sand bed filter*, *fabric filter*, *rotational atomizer*, *wet electrostatic precipitator* (presipitator elektrostatis basah), penghilangan CO₂ pelarut tanpa lemak, dan pemisahan CO₂.

Gasifikasi merupakan proses bersuhu-tinggi-beroksidasi-parsial yang dapat mengubah *feedstock* menjadi *syngas* dengan menggunakan perantara medium gas [47], [48]. Gasifikasi adalah konversi dari padat atau cair menjadi gas pada suhu tinggi dalam jumlah oksigen yang terkontrol [49]. Gasifikasi adalah jenis pembakaran tidak sempurna, sehingga menyebabkan gasifikasi dapat menghasilkan produk samping berupa tar, molekul hidrokarbon yang sulit terbakar. Tabel 2.9 memperlihatkan kondisi operasi proses termokimia.

Tabel 2.9 Beberapa fitur yang berhubungan dari proses termokimia [50]

Process features	Combustion	Pyrolysis	Gasification
Operating temperature	800–1450°C	250–900°C	500–900°C with air; 1000–1600°C with other gasifying agents
Operating pressure	Usually atmospheric	Higher than or atmospheric	Usually atmospheric

Process features	Combustion	Pyrolysis	Gasification
Atmospheric medium	Air	None	Several possible gasification agents: air, pure O ₂ , O ₂ enriched air, air-CO ₂ mixtures, and steam
Stoichiometric ratio	Excess of air (>1)	Normally no air (0)	Substoichiometric air (<1)
Process outputs:			
Primary products	Heat	Char, liquid, and <i>syngas</i>	<i>Syngas</i>
Produced gases	CO ₂ , H ₂ O, O ₂ , and N ₂	CO, H ₂ , H ₂ O, N ₂ , and other hydrocarbons	CO, CO ₂ , H ₂ , H ₂ O, CH ₄ , and N ₂
Produced solid/liquid phase	Ash and slag (solid phase)	Ash and coke (solid phase); Pyrolysis oil and H ₂ O (liquid phase)	Ash and slag (solid phase)
Pollutants	SO ₂ , NO _x , HCL, dioxins (PCDD/ F), and particulates	H ₂ S, HCl, NH ₃ , HCN, tars, and particulates	H ₂ S, HCl, COS, NH ₃ , HCN, tars, alkali, and particulates

Tabel 2.2 memperlihatkan bahwa gasifikasi akan menghasilkan *syngas* dengan *heating value* tertinggi jika menggunakan oksigen sebagai medium gas. Medium gas yang umumnya digunakan dalam proses gasifikasi adalah oksigen, uap air dan udara [35]. Namun ketika oksigen mencapai nilai batas stoikiometri, maka akan proses menjadi *combustion* bukan gasifikasi. *Syngas* terutama terdiri dari karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H₂). Komponen *syngas* yang tersisa adalah karbon dioksida (CO₂), metana (CH₄), oksigen (O₂) dan nitrogen (N₂). *Syngas* memainkan peran penting dalam aplikasi industri dan rumah tangga. Saat ini, gasifikasi tidak hanya digunakan untuk industri kimia dan petrokimia tetapi juga digunakan pada bidang lainnya. Proses gasifikasi terdiri dari tiga proses yaitu; pirolisis (penguraian), gasifikasi, dan pembakaran parsial. Pembakaran parsial diperlukan karena untuk mensuplai panas yang dibutuhkan oleh reaksi gasifikasi

endotermik [51]. Bila uap air digunakan sebagai medium gas, maka *syngas* akan memproduksi hidrogen yang tinggi. Akan tetapi, medium gas dengan uap air membutuhkan energi yang lebih untuk menjalankan gasifikais, karena air perlu dipanaskan agar dapat menjadi uap air yang siap digunakan. Bila udara digunakan sebagai medium gas, maka adanya nitrogen akan mengurangi kadar *syngas*. *Syngas* dengan medium gas udara akan menghasilkan *heating value* yang rendah dibandingkan dengan medium gas yang lain. Hanya saja, udara lebih mudah didapatkan dan diolah sebagai medium gas dibandingkan dengan medium gas yang lain.

Terdapat 4 (empat) jenis proses yang didefinisikan berdasarkan fungsi terhadap temperatur dan jarak aksial di dalam gasifikasi [30], yaitu:

- a. *Drying* atau pengeringan. Proses pengeringan terletak antara suhu 100 – 300 °C yang bersifat *endoterm* (menyerap panas). Pengeringan terdiri atas penguapan uap air yang terkandung dalam bahan baku. Jumlah panas yang dibutuhkan dalam tahap ini sebanding dengan kadar kelembabannya. Pengeringan dapat dianggap lengkap ketika suhu biomassa mencapai 150 °C. Proses pengeringan ini sangat penting dilakukan agar pengapian pada burner dapat terjadi lebih cepat dan lebih stabil. Pada reaksi ini, bahan bakar yang mengandung air akan dihilangkan dengan cara diuapkan dan dibutuhkan energi sekitar 2260 kJ untuk melakukan proses tersebut sehingga cukup menyita waktu operasi. ($Moist\ Feedstock + Heat \gg Dry\ Feedstock + H_2O$)
- b. *Pyrolysis* merupakan proses dekomposisi termal yang dapat mengubah *feedstock* menjadi *volatiles* (volatil) dan *char*. Zat volatil terbagi menjadi dua tipe, yaitu volatil ringan atau yang lebih dikenal sebagai pirolisis, dan tar [52]. Energi kalor diperlukan agar proses reaksi pirolisis dapat berlangsung. Hal ini menyebabkan proses reaksi pirolisis dikategorikan sebagai proses endotermis.
- c. *Oxidation* atau oksidasi,

- d. *Reduction* merupakan proses reduksi terjadi pada kisaran suhu 400-900 °C. Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya yaitu tahap pirolisis dan oksidasi, campuran gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga membentuk produk akhir berupa *syngas*.

Selain pendekatan gasifikasi yang diusulkan oleh Di Blasi, beberapa peneliti juga mendefinisikan gasifikasi berdasarkan proses reaksi kimia yang lebih komprehensif [47], [53]–[55]. Berbeda dari yang diusulkan oleh Di Blasi, pendekatan ini memisahkan proses gasifikasi setelah pirolisis ke dalam 2 (dua) jenis reaksi, yaitu reaksi heterogen dan homogen. Reaksi heterogen adalah reaksi yang terjadi dalam 2 (dua) fase atau lebih, sedangkan reaksi homogen adalah reaksi yang terjadi dalam satu fase. Dengan alasan ini, pemodelan dengan menggunakan pendekatan ini dapat digunakan secara universal untuk tiap jenis *gasifier*. Selain itu, pendekatan ini menyebabkan permodelan numerik dapat berlangsung dengan lebih mudah.

2.5.1 Tipe-Tipe *Gasifier*

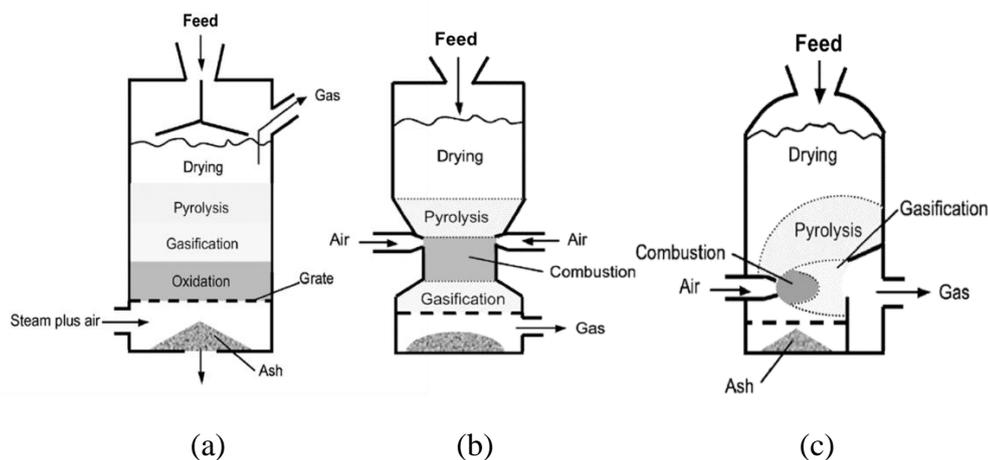
Gasifier terbagi dalam beberapa tipe yaitu: *fixed-bed*, *fluidized-bed*, *entrained-bed*, plasma, *molten salt*, *slagging gasifier*. Penjelasan masing-masing tipe-tipe *gasifier* adalah sebagai berikut:

Fixed-Bed Gasifier

Gasifier tipe *fixed-bed*, atau juga disebut sebagai *moving bed*, dikarakterisasikan dengan tunggunya, dimana bahan bakunya bergerak ke bawah karena pengaruh gravitasi setelah mengalami proses gasifikasi [56]. *Gasifier* tipe ini merupakan *gasifier* tertua dan paling banyak digunakan untuk memproduksi *syngas*. Hal tersebut karena *gasifier* tipe *fixed-bed* mudah dimanufaktur dan dioperasikan, bersamaan dengan itu, *gasifier* tipe *fixed-bed* memiliki efisiensi termal yang tinggi dan *feedstock* memerlukan *pre-treatment* yang minimal untuk dapat digunakan di *gasifier* tipe *fixed-bed* [57]. Sebagai contohnya, bahan baku

perlu berukuran kecil (1-3 cm) agar gas dapat dengan mudah keluar dari reaktor melewati bed [58].

Gasifier tipe *fixed-bed* diklarifikasikan lagi dalam 3 (tiga) jenis *gasifier*, *downdraft*, *updraft*, dan *crossdraft*. Perbedaan dari ketiga jenis *gasifier* tersebut adalah posisi dari udara yang masuk ke dalam reaktor, serta posisi dari gas produk atau *syngas* yang keluar dari reaktor. Pada jenis *downdraft*, udara masuk dari zona oksidasi dan *syngas* keluar dari bawah zona reduksi *gasifier*. Lain halnya dengan jenis *updraft*, udara masuk dari bawah zona reduksi dan *syngas* keluar dari atas zona pengeringan. Selanjutnya untuk jenis posisi *crossdraft*, udara masuk dan *syngas* keluar berada di posisi aksial yang sama. Gambar 2.5 memperlihatkan *gasifier* tipe *fixed-bed* (a) *updraft*, (b) *downdraft*, dan (c) *crossdraft*.



Gambar 2.5 *Gasifier* tipe *fixed-bed* (a) *updraft*, (b) *downdraft*, dan (c) *crossdraft* [35].

Selain dari posisi udara masuk dan posisi keluar *syngas*, gasifikasi jenis *updraft* cenderung memiliki nilai kalor yang lebih tinggi karena tingginya CO dalam *syngas*, sedangkan kandungan H₂ dan CH₄ cenderung lebih banyak dalam *syngas* di jenis *downdraft* [59]. Namun walau begitu, jenis *downdraft* memiliki kandungan tar yang lebih rendah (0.015–3 g/Nm³) dibandingkan dengan jenis *updraft* yang memiliki tar yang tinggi (30–150 g/Nm³) sehingga dapat menyebabkan *slagging* lebih cepat terjadi pada jenis *updraft*. *Syngas* yang

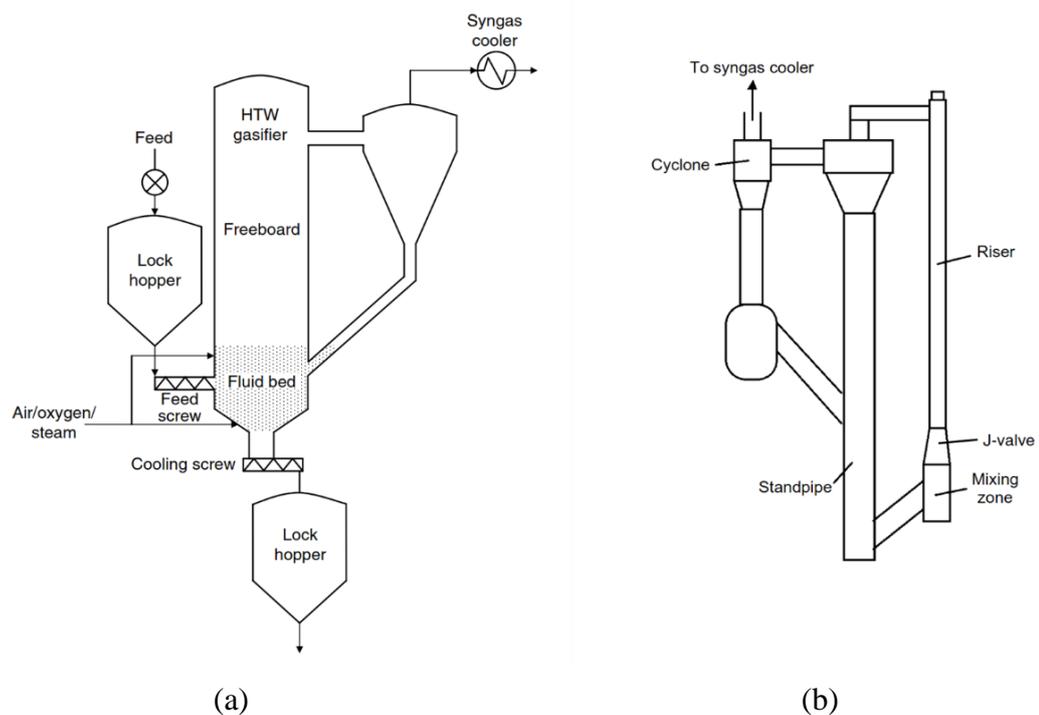
dihasilkan dari jenis *downdraft* juga memiliki waktu tunggu yang lebih rendah untuk dapat dinyalakan (20–30 menit) [35]. Oleh karenanya, *syngas* dari jenis *downdraft* dapat dengan mudah digunakan di ICE. Jenis *crossdraft* memiliki kandungan tar yang lebih rendah (0.01–0.1 g/ Nm³) serta *syngas* memiliki waktu tunggu yang jauh lebih rendah (5–10 menit) untuk dapat dinyalakan bila dibandingkan dengan kedua jenis *gasifier* tipe *fixed-bed*. Akan tetapi nilai kalor *syngas* yang dihasilkan di jenis *crossdraft* jauh lebih rendah bila dibandingkan dengan kedua jenis yang lain. Selain itu, jenis *crossdraft* memiliki tingkat fleksibilitas yang rendah dari sisi penggunaan *feedstock*, karena *gasifier* tipe *fixed-bed* jenis ini tidak dapat digunakan untuk *feedstock* dengan kandungan tar dan abu yang tinggi [35].

Fluidized-Bed Gasifier

Gasifier tipe *fluidized-bed*, seperti namanya, memiliki landasan yang terfluidisasi. Bed dari *gasifier* tipe ini berbentuk granula dan dibuat dalam keadaan fluidisasi dengan bantuan gas medium yang melewatinya dengan kecepatan tertentu. *Gasifier* tipe ini terkenal akan distribusi temperatur yang uniform serta pencampuran *feedstock* dan udara yang baik sehingga dapat meminimalisir terjadinya aglomerasi *feedstock* [35]. *Gasifier* tipe *fluidized-bed* efektif digunakan untuk *feedstock* yang memiliki abu yang korosif [60]. Walaupun begitu, dalam buku yang ditulis oleh Basu juga menyatakan bahwa terdapat kandungan tar (10 g/ Nm³) dari hasil *syngas* dari *gasifier* tipe *fluidized-bed*. Kuantitas kandungan tar tersebut lebih tinggi dari *gasifier* tipe *fixed bed* jenis *downdraft*, tetapi lebih rendah dari *gasifier* tipe *fixed-bed* jenis *updraft*.

Gasifier tipe *fluidized-bed* terbagi menjadi 2 (dua) jenis, *bubbling* dan *circulating*. Kedua jenis ini dibedakan keadaan dari bed yang terfluidisasi tersebut. Pada jenis *bubbling*, material bed tetap bertahan di dalam reaktor, sedangkan pada jenis *circulating*, material bed dibawa oleh *syngas* keluar reaktor dan dibawa kembali setelah dipisahkan di *cyclone*.

Jenis *bubbling* dapat digunakan untuk bahan bakar padat dengan sifat-sifat yang bervariasi dengan kontrol temperatur yang baik [61]. Di artikel yang sama juga mengatakan, konversi karbon dan percepatan reaksi dalam jenis *bubbling* tinggi, *syngas* yang dihasilkan rentan akan terkontaminasi abu dan partikel halus. Jenis *circulating* cocok digunakan untuk bahan bakar yang memiliki tingkat volatilitas yang tinggi [35]. Karakteristik jenis ini sama dengan jenis *bubbling*, tetapi kecepatan udara lebih tinggi sehingga diameter *gasifiernya* menjadi lebih kecil. Akan tetapi, karena konstruksi dan operasinya yang rumit, *gasifier* jenis ini lebih cocok digunakan untuk pembangkit berskala besar [61]. Gambar 2.6 memperlihatkan *gasifier* tipe *Fluidized-Bed Gasifier* (a) *bubbling*, (b) *circulating*.

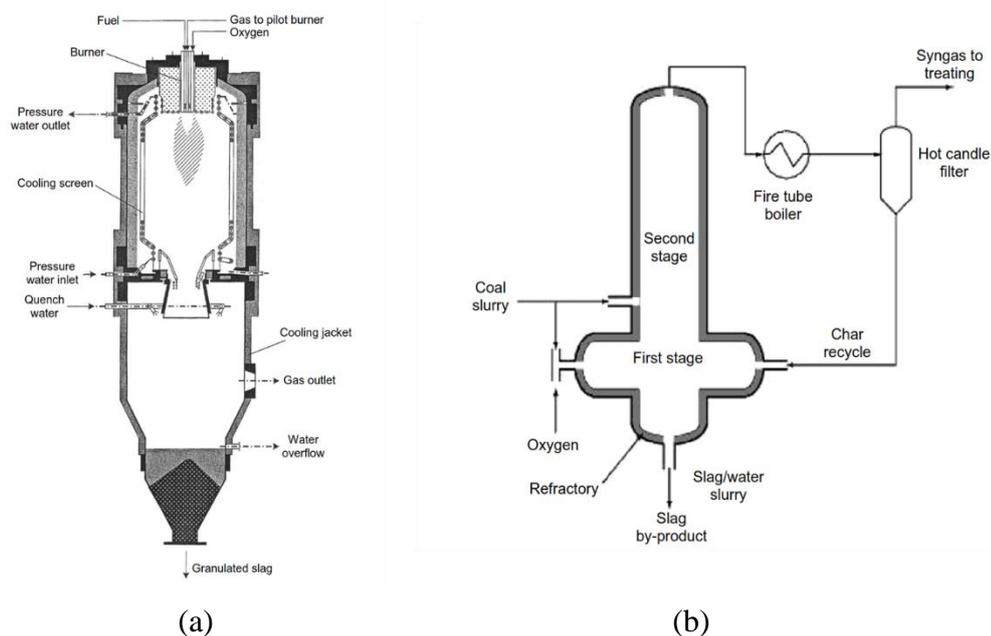


Gambar 2.6 Skema *gasifier* tipe *Fluidized-Bed Gasifier* (a) *bubbling*, (b) *circulating* [35].

Entrained-Flow Gasifier

Gasifier tipe *entrained-flow* adalah jenis *gasifier* yang mana *feedstock* sudah terpulvurasi digasifikasi dengan oksigen di aliran *co-current*, mengalir di arah

vektor yang sama. *Gasifier* tipe ini sangat sukses dan banyak digunakan untuk gasifikasi berskala besar. Hampir semua jenis batu bara dapat dimanfaatkan dengan *gasifier* ini, kecuali batu bara tingkat rendah, dikarenakan tingginya tingkat kandungan *moisture* [35]. *Gasifier* ini memiliki suhu yang tinggi, yang berarti *syngas* tidak memiliki kandungan tar dan metana [34]. Tingginya suhu juga mengakibatkan perlunya komponen tambahan untuk menurunkan suhu *syngas* agar dapat dibersihkan, sehingga efisiensi termal dari tipe *entrained* terbilang cukup rendah. Selain hal itu, tipe ini juga kurang cocok digunakan dengan bahan baku biomassa, karena *feedstock* harus berukuran sangat kecil agar dapat terpulvurasi. Namun demikian, mengubah ukuran biomassa menjadi ukuran tersebut sangat sulit. Selain itu, abu biomassa sangat abrasif sehingga dapat menurunkan tingkat hidup *gasifier* [35]. Gambar 2.7 memperlihatkan *gasifier* tipe *Entrained-Bed Gasifier* (a) *Top-fed gasifiers*, (b) *side-fed gasifiers*.



Gambar 2.7 *Gasifier* tipe *Entrained-Bed Gasifier* (a) *Top-fed gasifiers*, (b) *side-fed gasifiers* [35].

Plasma Gasifier

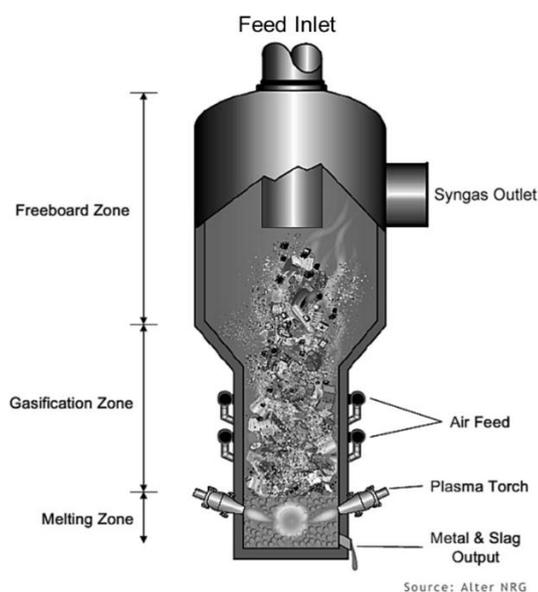
Sebagai metode gasifikasi terbaru adalah pengenalan *plasma arc* (busur plasma) sebagai sumber suhu tinggi di dalam reaktor. Reaktor ini secara efektif melarutkan bagian organik dan anorganik dari limbah menjadi elemen penting dan sebagian anorganik menjadi *amalgamated* [62][63]. Gasifikasi diekspresikan dalam empat tahap, yaitu pengeringan (*drying*), yang sebagian besar melepaskan kandungan air di MSW; *pyrolysis*, *plasma arc*, untuk memasok gas plasma panas ke dalam sistem dan terakhir reaksi gasifikasi (*gasification*).

Saat memanaskan bentuk gas untuk menghasilkan plasma, partikel gas putus satu sama lain, mengionisasi dan menciptakan elektron dan ion bebas [64]. Sifat plasma memiliki kemampuan untuk menghantarkan arus listrik [62]. Proses gasifikasi plasma melibatkan suhu yang sangat tinggi di lingkungan dengan kandungan oksigen yang sedikit. Gasifikasi plasma menggunakan sumber panas eksternal untuk menggasifikasi gas menjadi plasma dan menggasifikasi elemen penyusunnya menjadi gas sintesis berdasarkan reaksi stoikiometri termokimia. Sumber panas eksternal tersebut dapat disebut obor plasma, di mana busur listrik energik, arus DC tinggi dengan tegangan DC rata-rata, terbentuk di antara dua elektroda, yang dilewatkan oleh agen gasifikasi. Suhu busur DC sangat tinggi (kira-kira 13000 °C) dengan zat gasifikasi mengalir di antara elektroda [62]. Gas plasma yang merupakan gas terionisasi, mengalir menjauh dari elektroda, menghasilkan jet plasma dengan kuantitas energi dan suhu tinggi. Suhu di mana ia bersentuhan dengan bahan baku yang membusuk jauh lebih rendah, antara 2700-4500 °C [62].

Upaya serius telah dilakukan, dengan beberapa keberhasilan, untuk menerapkan teknologi gasifikasi plasma ke teknologi gasifikasi dan untuk menangani limbah padat industri dan perkotaan (MSW) selama dua dekade terakhir. Teknologi ini diyakini dapat digunakan sebagai reaktor gasifikasi sehingga memungkinkan [31]: (i) fleksibilitas bahan baku yang lebih besar yang memungkinkan berbagai bahan bakar seperti batu bara, biomassa, dan limbah padat perkotaan digunakan sebagai bahan bakar tanpa perlu dihancurkan, (ii) hembusan udara dan dengan demikian pabrik oksigen tidak diperlukan, (iii) konversi tinggi

(> 99%) bahan berkarbon menjadi produk gas, (iv) tidak adanya tar dalam sintesis, (v) produksi produk gas bernilai panas tinggi penggunaan yang sesuai dalam operasi turbin pembakaran, (vi) produksi sedikit atau tanpa arang, abu atau karbon sisa, (vii) produksi terak kaca dengan nilai yang menguntungkan, (viii) efisiensi termal tinggi, dan (ix) emisi karbon dioksida rendah .

Plasma digunakan dengan dua cara berbeda pada proses gasifikasi: (i) sebagai sumber panas selama gasifikasi dan (ii) untuk pemecahan tar setelah gasifikasi standar. Gasifikasi plasma digunakan untuk penguraian limbah organik beracun, bersama dengan karet dan plastik, meskipun alasan pertama dan saat ini aplikasi utama untuk gasifikasi plasma adalah pengolahan limbah biomassa berbahaya. Namun, teknologi ini juga menarik minat untuk produksi produk gas dan pembangkit listrik dalam beberapa tahun terakhir karena biayanya telah memasuki kisaran kompetitif secara komersial. Selain itu, karena suhu yang dihasilkan sangat tinggi, proses plasma dapat digunakan untuk limbah beracun, karet, dan pengolahan limbah plastik [31]. Gambar 2.8 memperlihatkan *gasifier* tipe *Plasma Gasifier*.



Gambar 2.8 Skema *gasifier* tipe *Plasma Gasifier* (<http://www.skyscrubber.com/>).
Universitas Indonesia

Manfaat utama yang diklaim dari proses ini adalah (i) hasil gas dengan kandungan hidrogen yang tinggi dan kandungan karbon monoksida yang tinggi, (ii) peningkatan kandungan panas, (iii) hasil karbon dioksida yang rendah, dan (iv) hasil tar yang rendah. Proses ini dapat digunakan untuk biomassa basah seperti lumpur limbah yang sulit untuk digasifikasi [31].

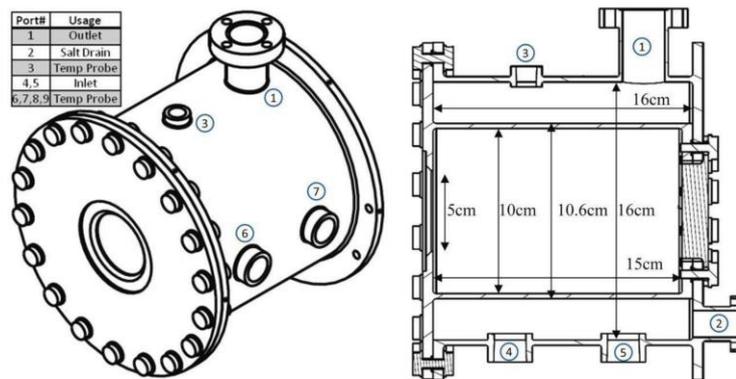
Molten Salt Gasifier

Molten salt gasifier atau *molten metal gasifier* menggunakan media cair garam anorganik (atau logam cair) untuk menghasilkan panas dan menguraikan bahan baku menjadi produk. Sejumlah desain yang berbeda telah berevolusi melalui berbagai tahap pengembangan tetapi konsep dasarnya adalah menggunakan ruang gasifikasi yang terbentuk di mana reaksi terjadi dalam suspensi, bahan baku digasifikasi dalam rendaman cairan garam atau logam. Jenis desain ini memungkinkan pemrosesan bahan baku yang lebih lengkap dan juga memungkinkan variasi bahan baku yang lebih banyak untuk diproses secara efisien dalam *gasifier* yang sama.

Suhu tinggi diperlukan untuk menjaga suhu lelehan rendaman cairan diatas suhu 900 °C, tergantung pada sifat lelehnya. Tingkat suhu seperti itu mendukung laju dan keluaran reaksi yang tinggi serta waktu tinggal yang rendah. Akibatnya, tar dan produk minyak tidak diproduksi dalam jumlah yang banyak. Gasifikasi dapat ditingkatkan dengan sifat katalitik dari lelehan yang digunakan. Cairan garam yang umumnya tidak terlalu korosif dan memiliki titik leleh lebih rendah daripada logam, dapat mengkatalisasi reaksi uap-batu bara dengan kuat dan menyebabkan efisiensi konversi yang sangat tinggi [31].

Desain *gasifier* tersebut juga memungkinkan lebih banyak variasi produk untuk diproduksi. Sebagian besar bahan baku *gasifier* mengandung *trace metal* yang kemudian dapat diekstraksi dalam proses logam cair, dan dibuang sebagai terak. Selain itu, desain dan pengoperasian reaktor sedemikian rupa sehingga penggunaan bahan seperti kapur atau batu kapur, diperlukan. Jika digabungkan dengan abu silika yang dihasilkan melalui gasifikasi, terak yang dihasilkan dan

yang keluar dari reaktor dapat digunakan secara langsung sebagai semen atau dibentuk menjadi batu bata untuk bahan konstruksi. Gambar 2.9 memperlihatkan tampilan isometrik dan potongan samping dari prototipe *Molten salt gasifier*



Gambar 2.9 Tampilan isometrik dan potongan samping dari prototipe *Molten salt gasifier* [65].

Desain *gasifier* tersebut juga memungkinkan lebih banyak variasi produk untuk diproduksi. Sebagian besar bahan baku *gasifier* mengandung *trace metal* yang kemudian dapat diekstraksi dalam proses logam cair, dan dibuang sebagai terak. Selain itu, desain dan pengoperasian reaktor sedemikian rupa sehingga penggunaan bahan seperti kapur atau batu kapur, diperlukan. Jika digabungkan dengan abu silika yang dihasilkan melalui gasifikasi, terak yang dihasilkan dan yang keluar dari reaktor dapat digunakan secara langsung sebagai semen atau dibentuk menjadi batu bata untuk bahan konstruksi.

Slagging Gasifier

Slagging Gasifier memiliki rasio steam terhadap karbon yang lebih rendah, mencapai suhu yang lebih tinggi dari suhu fusi abu. Sifat *gasifier* pada bahan bakar harus memiliki kekuatan mekanik yang tinggi dan idealnya *non-caking* sehingga akan membentuk lapisan permeabel, meskipun perkembangan terakhir telah mengurangi batasan ini sampai batas tertentu. Jenis *gasifier* ini relatif rendah dan

efisiensi termalnya tinggi karena suhu keluaran gas relatif rendah. Namun, produksi tar dan metana signifikan pada suhu operasi, sehingga produk gas harus dibersihkan secara ekstensif sebelum digunakan. Tar dapat didaur ulang ke reaktor [31].

Gasifier updraft dan *downdraft* dapat beroperasi dengan bahan bakar terak jika dimodifikasi secara khusus. *Gasifier* aliran silang, yang bekerja pada suhu sangat tinggi yaitu 1500 °C (2730 °F), sehingga memerlukan pengamanan khusus sehubungan dengan pembentukan abu dari bahan baku. Pada reaktor *fluidized-bed*, karena kapasitas inherennya untuk mengontrol suhu operasi, maka lebih sedikit mengalami masalah peleburan abu dan fusi [31].

Tabel 2.10 Ringkasan karakteristik berbagai jenis *gasifier* [31].

Jenis <i>gasifier</i>	Karakteristik
<i>Updraft fixed bed gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Bahan baku dimasukkan di bagian atas <i>gasifier</i>, dan udara, oksigen atau uap masuk di bagian bawah, sehingga bahan baku dan gas bergerak berlawanan arah. • Beberapa arang yang dihasilkan jatuh dan terbakar untuk menghasilkan panas. • Metana dan gas kaya tar meninggalkan bagian atas <i>gasifier</i>, dan abu jatuh dari jeruji untuk dikumpulkan di bagian bawah <i>gasifier</i>.
<i>Downdraft fixed bed gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Bahan baku dimasukkan di bagian atas <i>gasifier</i> dan udara. Oksigen atau pemasukan uap juga di bagian atas atau dari samping, sehingga bahan baku dan gas bergerak ke arah yang sama. • Beberapa bahan baku dibakar, jatuh melalui tenggorokan <i>gasifier</i> untuk membentuk lapisan arang panas yang harus dilewati gas (zona reaksi). • Produk gas berkualitas tinggi yang meninggalkan dasar <i>gasifier</i> dan abu yang terkumpul di bawah jeruji.
<i>Entrained flow gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Bahan baku bubuk dimasukkan ke dalam <i>gasifier</i> dengan oksigen dan / atau uap bertekanan.

Jenis <i>gasifier</i>	Karakteristik
<i>Bubbling fluidized-bed gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Api turbulen di bagian atas <i>gasifier</i> membakar beberapa bahan baku, menghasilkan panas dalam jumlah besar, pada suhu tinggi (1200 - 1.500 °C, 2190 -2730 °F). • Konversi cepat bahan baku menjadi produk gas berkualitas sangat tinggi. • Abu meleleh ke dinding <i>gasifier</i>, dan dibuang sebagai terak cair. • Lapisan bahan lembam halus berada di dasar <i>gasifier</i>, dengan udara, oksigen atau uap yang ditiup ke atas melalui alas cukup cepat untuk mengaduk bahan tersebut. • Bahan baku dimasukkan dari samping, bercampur, dan terbakar atau membentuk produk gas yang meninggalkan ke atas. • Beroperasi pada suhu di bawah 900 °C (1650 °F) untuk menghindari abu meleleh dan lengket.
<i>Circulating fluidized-bed gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Lapisan bahan inert halus memiliki udara, oksigen atau uap yang dihembuskan ke atas melaluinya cukup cepat untuk menahan bahan di seluruh <i>gasifier</i>. • Bahan baku dimasukkan dari samping, digantung, dan pembakaran menghasilkan panas, atau bereaksi untuk membentuk produk gas. • Campuran produk gas dan partikel dipisahkan menggunakan siklon, dengan material dikembalikan ke dasar <i>gasifier</i>. • Beroperasi pada suhu di bawah 900 °C (1650 °F) untuk menghindari abu meleleh dan lengket. Bisa bertekanan.
<i>Dual fluidized bed gasifier</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Sistem ini memiliki dua ruang - <i>gasifier</i> dan ruang bakar. • Bahan baku dimasukkan ke dalam ruang gasifikasi unggun terfluidisasi yang bersirkulasi / ruang gasifikasi unggun

Jenis <i>gasifier</i>	Karakteristik
	<p>gelembung, dan diubah menjadi produk gas bebas nitrogen dan arang menggunakan uap.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Arang dibakar di udara dalam ruang pembakaran fluidized bed yang bersirkulasi / ruang pembakaran fluidized bed bergelembung, memanaskan partikel unggun yang menyertainya. • Bahan unggun panas ini kemudian diumpankan kembali ke dalam ruang gasifikasi, memberikan panas reaksi tidak langsung. • Siklon menghilangkan produk gas terfluidisasi yang bersirkulasi atau gas buang. • Beroperasi pada suhu di bawah 900 °C untuk menghindari abu meleleh dan lengket. Bisa bertekanan. • Bahan baku yang tidak diolah dijatuhkan ke dalam <i>gasifier</i>, bersentuhan dengan plasma yang dihasilkan secara elektrik, biasanya pada tekanan atmosfer dan suhu 1500 - 5000 °C (2730 - 9030 °F) • Bahan organik diubah menjadi produk gas berkualitas sangat tinggi, dan bahan anorganik di vitrifikasi menjadi terak inert. • Menggunakan obor plasma; juga memungkinkan untuk menggunakan busur plasma dalam langkah proses selanjutnya untuk pembersihan produk gas.

2.5.2 Parameter Proses Gasifikasi

Dalam meninjau performa gasifikasi ada beberapa hal yang menjadi parameter. Parameter prestasi sistem gasifikasi dapat diukur menggunakan indikator dibawah ini [35][66]:

- a. Suhu reaktor gasifikasi.

Dalam setiap langkah proses gasifikasi yang terjadi dalam reaktor gasifikasi selalu berhubungan erat dengan suhu untuk masing-masing proses, sehingga

dalam satu reaktor gasifikasi terdapat profil sebaran suhu yang dapat merepresentasikan masing-masing zona dari proses gasifikasi. Seperti yang telah disebutkan sebelumnya, bahwa suhu ini juga terkait dengan nilai *equivalence ratio*. Selain itu suhu atau profil suhu pada reaktor gasifikasi juga dipengaruhi oleh faktor parameter yang lain, seperti: properti MSW, *superficial velocity*, suhu media gasifikasi, insulator, dan yang lainnya. Pada sisi lain suhu reaktor gasifikasi menjadi penentu dari beberapa parameter unjuk kerja, seperti: tingkat keadaan abu, komposisi dan keberadaan tar pada *syngas*.

b. Komposisi dan properti fisik biomassa atau sampah padat kota.

Pada dasarnya unjuk kerja proses gasifikasi pada reaktor gasifikasi juga sangat dipengaruhi oleh properti spesifik dari biomassa. Properti yang paling penting pada gasifikasi adalah komposisi elemen/unsur biomassa atau MSW, nilai kalor, kandungan abu, kadar kelembaban, kadar volatile mater, unsur yang terkandung lainnya (N, S, Cl, alkali, logam berat, dan lainnya), densitas dan ukuran.

c. Parameter unjuk kerja reaktor gasifikasi

1. Komposisi *syngas*.

Sama halnya dengan analisis komposisi pada biomassa, maka *syngas* juga harus dianalisis komposisi gasnya. Unsur yang ada dalam *syngas* umumnya adalah CO, CO₂, H₂, CH₄, berat hidrokarbon, dan N₂. Kandungan gas tersebut ada yang bisa terbakar seperti CO, H₂ dan CH₄ serta gas yang tidak bisa terbakar seperti CO₂ dan N₂. Dari komposisi gas tersebut, nantinya dapat diperhitungkan kandungan energi dalam gas ataupun untuk menganalisis pengoperasian dari reaktor gasifikasi. Analisa rasio antara CO dan CO₂ (CO/ CO₂) adalah salah satu cara untuk mengukur kualitas dari gas.

2. Nilai kalor bawah (LHV) *syngas*.

Jumlah kandungan energi pada *syngas* dapat dihitung secara teoritis dari analisa komposisinya, yaitu dengan menggunakan persamaan untuk menghitung *Low Heating Value* atau Nilai Kalor Bawah gas (LHV_i) [67] [35] sebagai berikut:

$$\text{LHV}_{\text{gas}} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \text{LHV}_i) \quad (2.3)$$

Keterangan:

Y_i = konsentrasi gas yang terbakar (CO, CH₄, dan H₂)

LHV_i = nilai kalor rendah dari gas terbakar (CO, CH₄, dan H₂)

3. *Cold gas efficiency* (CGE).

Gasifier yang efektif mampu mengkonversi biomassa yang dimasukkan dengan tambahan udara menjadi *combustible gas* yang nantinya memiliki nilai guna yang lebih tinggi untuk diaplikasikan dalam berbagai kegiatan. Bila semua proses diatas dilakukan dengan efisien, maka kandungan energi dari produksi gas berada pada kisaran 70-80 % dari kandungan energi biomassa yang digunakan pada *gasifier*. Perhitungan efisiensi menggunakan persamaan berikut:

$$\eta_{\text{CG}} = \frac{\dot{m}_{\text{gas}} \cdot \text{LHV}_{\text{gas}}}{\dot{m}_{\text{MSW}} \cdot \text{LHV}_{\text{MSW}}} \quad (2.4)$$

Dimana:

\dot{m}_{gas} = laju alir massa *syngas* (kg/jam)

LHV_{gas} = nilai kalor bawah (*low heating value*) *syngas* (kJ/kg)

\dot{m}_{MSW} = laju alir massa bahan bakar (MSW) = 1788 kg/jam

LHV_{MSW} = nilai kalor bawah (*low heating value*) MSW (kJ/kg)

2.5 Proses Gasifikasi dari MSW, Biomass dan Coal

Gasifikasi memiliki potensi besar untuk mengubah bahan padat seperti batu bara, biomassa, dan MSW menjadi bahan kimia dan energi yang berguna. Teknologi gasifikasi lebih disukai manufakturnya daripada pembakaran, karena efisiensi yang lebih baik dan pengurangan emisi. Namun, gasifikasi merupakan proses kompleks yang membutuhkan suhu di atas 600 °C dan dapat dilakukan dalam berbagai jenis reaktor dan kondisi proses. Pemodelan gasifikasi memungkinkan prediksi kondisi proses yang optimal dan mengurangi jumlah eksperimen dalam proses desain dan operasi.

Proses gasifikasi menghasilkan *syngas* atau gas sintesis berupa campuran gas, terdiri dari CO dan H₂. Gas sintesis adalah produk gasifikasi gas, cairan, atau bahan bakar padat. Gas hasil gasifikasi bahan bakar selain mengandung CO dan H₂ juga mengandung gas CO₂, CH₄, dan hidrokarbon ringan. Jika udara digunakan sebagai *oxidizing agent* dalam proses gasifikasi, gas sintetis mengandung sebagian besar N₂. Gas yang dihasilkan oleh gasifikasi biasanya digunakan dalam aplikasi pembangkit listrik, atau diolah untuk digunakan sebagai bahan mentah dalam proses metanol, amonia, melalui *Fischer-Tropsch process*. Dalam kasus proses metanol, oksigen murni digunakan sebagai agen pengoksidasi dalam proses gasifikasi. Reaksi kimia yang tepat dari proses gasifikasi belum diketahui, namun reaksi kimia utama yang menyebabkan komposisi *syngas* telah diketahui. Produksi *syngas* dari gas alam adalah yang paling banyak dipelajari dan dijelaskan, yakni oksidasi parsial metana ($\text{CH}_4 + 0.5\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO} + 2\text{H}_2$, $\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$), reaksi *steam reforming* ($\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3\text{H}_2$), dan reaksi pergeseran gas air ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$) adalah yang dominan dalam proses ini. Namun dalam kasus penelitian ini, bahan baku yang tersedia bukanlah gas alam melainkan bahan sampah padat kota (MSW) [35].

Skema reaksi untuk gasifikasi batubara atau biomassa yang dilaporkan dalam literatur adalah sebagai berikut:

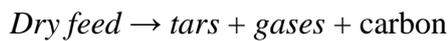
- a. *Drying of feed*. Bahan baku yang masuk ke *gasifier* dapat memiliki kadar air 10–30%. Dalam beberapa kasus, pengeringan bahan baku terpisah sebelum

memasuki *gasifier* diperlukan. Beberapa asam organik dapat dilepaskan selama proses pengeringan, menyebabkan korosi pada *gasifier*.

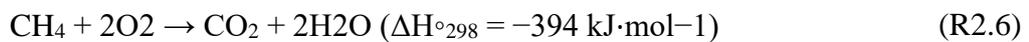


- b. *Pyrolysis*. Selama proses pirolisis, bahan bakar padat terurai menjadi molekul dengan berat molekul lebih rendah. Pirolisis dilakukan pada interval suhu 280–550 °C. Sejumlah jenis reaksi kimia terjadi pada langkah ini. Untuk aplikasi praktis, biasanya reaksi kimia umum digunakan untuk menjelaskan proses pirolisis.

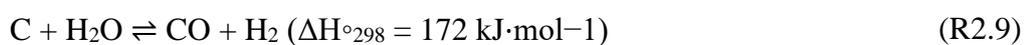
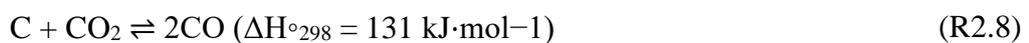
(R2.2)

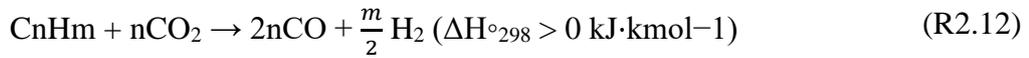


- c. *Combustion*. Dalam *gasifier*, bahan bakar dibakar sebagian agar mencapai suhu yang diperlukan untuk dekomposisi termal dan reaksi gasifikasi. Reaksi pembakaran dan entalpi reaksi standarnya pada 298 K (ΔH°_{298}) adalah sebagai berikut:

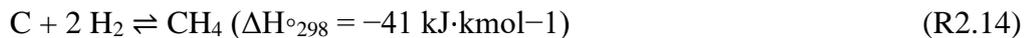


- d. *Gasification*. Hasil pembakaran parsial kemudian mengambil bagian dalam rangkaian reaksi reduksi untuk membentuk komposisi gas yang dihasilkan:

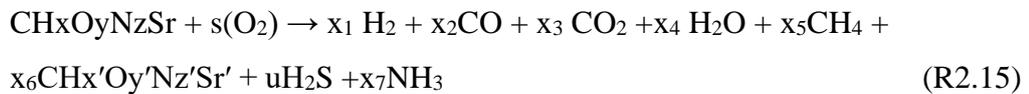




Selain itu, methanasi dan reaksi pergeseran gas air juga terjadi:



Komposisi molekuler yang tepat dari batubara, biomassa, dan limbah padat tidak diketahui, dan dapat berbeda dari jenis ke jenis dan dari sumber ke sumber. Bagaimanapun, komposisi unsur yang diperkirakan secara eksperimen dapat membantu membuat perhitungan keseimbangan material dan energi. Reaksi global gasifikasi bahan bakar padat oleh oksigen dapat ditulis sebagai;



di mana x , y , z , dan r melambangkan jumlah atom hidrogen, oksigen, nitrogen, dan belerang berdasarkan satu atom karbon dalam bahan bakar padat, s melambangkan mol oksigen yang digunakan per mol bahan bakar padat, x_1 , x_2 , x_3 , x_4 , x_5 , x_6 , dan x_7 adalah koefisien stoikiometri dari setiap produk terkait. x' , y' , z' , dan r' menunjukkan jumlah atom hidrogen, oksigen, nitrogen, dan sulfur berdasarkan satu atom karbon dalam tar.

Batubara hitam (*typical black coal*) mengandung sekitar 80–90% berat karbon, 5–7% berat hidrogen, 3–9% berat oksigen, 0,5–1,5% berat sulfur, 0,5–1,5% berat nitrogen, dan abu. Kandungan sulfur pada batubara merupakan penyebab kandungan H_2S pada gas yang dihasilkan oleh gasifikasi batubara. Semua proses konversi berbasis gasifikasi batubara memerlukan penghilangan H_2S dari *syngas* sebagai bagian dari konfigurasi pembangkit secara keseluruhan. Penghilangan

partikel padat dan tar juga merupakan bagian dari teknologi. Proses gasifikasi batubara memerlukan pengendalian dan tindakan pencegahan polusi untuk mengurangi emisi polutan.

Biomassa terdiri dari selulosa, hemiselulosa, lignin, pati, protein, dan komponen organik dan anorganik lainnya. Biomassa kayu mengandung sekitar 40% berat selulosa, 30% berat hemiselulosa, dan 25% berat lignin. Komposisi unsur biomassa tergantung pada jenisnya. Biomassa kayu mengandung sekitar 40–50% berat karbon, 4–7% berat hidrogen, 25–40% berat oksigen, 0,5–1,5% berat nitrogen, sekitar 0,1% berat sulfur, dan sekitar 5% berat abu. secara kering [35].

Kandungan oksigen biomassa yang tinggi menentukan keberadaan senyawa organik beroksigen dan air dalam gas yang dihasilkan. Dalam kasus limbah padat, komposisi unsur pakan sangat bergantung pada jenis limbah. Sebagian kecil dari limbah padat perkotaan, yang disebut MSW yang terdiri dari kertas, plastik, tekstil, dan senyawa organik lainnya yang secara biologis sulit didegradasi dapat menjadi subjek gasifikasi untuk produksi gas sintetis. Komposisi kimiawi MSW sangat bergantung pada sumbernya dan komposisi limbah.

2.6 Analisis Simulasi Gasifikasi

Analisis simulasi gasifikasi yang digunakan salah satunya adalah Aspen (*Advanced System for Process Engineering*). Aspen Plus adalah perangkat lunak pemodelan proses yang cocok untuk berbagai aplikasi pemodelan kondisi tunak. Sistem Aspen Plus didasarkan pada "blok" yang sesuai dengan unit operasi serta reaktor kimia, di mana sebagian besar operasi industri dapat disimulasikan. Dengan menghubungkan blok-blok menggunakan aliran material, kerja, dan panas, sebuah flowsheet proses yang lengkap dapat dibangun. Aspen Plus mencakup beberapa database yang berisi data fisik, kimia, dan termodinamika untuk berbagai macam senyawa kimia, serta pilihan model termodinamika yang diperlukan untuk simulasi akurat dari sistem kimia tertentu. Simulasi dilakukan dengan menentukan: (1) laju aliran, komposisi, dan kondisi operasi aliran masuk; (2) kondisi operasi blok yang digunakan dalam proses, misalnya. suhu, tekanan, jumlah tahapan dan (3) panas

dan/atau masukan kerja ke dalam proses. Berdasarkan data ini, Aspen Plus menghitung laju aliran, komposisi, dan kondisi keadaan semua aliran material, panas dan kerja dari semua keluaran panas [68].

Dengan data termodinamika yang andal, kondisi pengoperasian yang masuk akal, dan model peralatan yang ketat, Aspen Plus dapat mensimulasikan perilaku pabrik yang sebenarnya. Simulasi *flowsheet* Aspen Plus memungkinkan kita untuk menjalankan banyak tugas, seperti melakukan tes “bagaimana jika”; pemeriksaan spesifikasi desain (konfigurasi instalasi); melakukan studi "*de-bottlenecking* bagian-bagian yang menyempit dari suatu proses"; melakukan analisis sensitivitas; serta menjalankan investigasi pengoptimalan [69].

Secara umum, proses kimia terdiri dari komponen kimia, atau spesies yang berbeda yang mengikuti pada perlakuan fisik atau kimia, atau keduanya. Tujuan penerapan langkah-langkah tersebut pada dasarnya adalah untuk menambah nilai atau mengubah bahan mentah yang murah menjadi barang jadi. Langkah-langkah perlakuan fisik dapat meliputi pencampuran, pemisahan (*de-mixing*), seperti penyerapan, distilasi, dan ekstraksi, dan pemanasan/pendinginan dengan atau tanpa perubahan fasa. Di sisi lain, langkah perlakuan kimia melibatkan satu atau serangkaian reaksi paralel, seri, atau campuran, yang menghasilkan perubahan identitas kimia dari masing-masing spesies yang bereaksi. Langkah-langkah pemurnian tersebut divisualisasikan dalam *simulator flowsheet* sebagai komponen yang diangkut dari unit (atau blok) ke yang lain melalui aliran proses. Operator dapat menerjemahkan suatu proses ke dalam model simulasi proses Aspen Plus dengan melakukan langkah-langkah kerangka yang diperlukan berikut ini:

1. Menentukan komponen kimia dalam proses yang dapat diambil komponen ini dari bank data Aspen Plus, atau mengajukannya ke *platform* Aspen Plus.
2. Menentukan model termodinamika untuk mewakili sifat fisik komponen dan campuran dalam proses. Model-model ini dibangun ke dalam Aspen Plus.

3. Menentukan flowsheet proses seperti: menentukan unit operasi dalam proses, menentukan aliran proses masuk dan keluar dari unit operasi, memilih model dari bank data Aspen Plus untuk menjelaskan setiap unit operasi atau sintesis kimia dan menempatkannya ke dalam lembar alur proses, dan melabeli setiap model operasi unit dengan blok, sebagai bagian dari *flowsheet* proses dan hubungkan blok melalui aliran proses.
4. Menentukan laju aliran komponen dan kondisi termodinamika (suhu, tekanan, dan komposisi) dari semua aliran umpan.
5. Menentukan kondisi operasi untuk model operasi unit (yaitu, blok).

Ketika suatu pabrik akan komersialisasi maka membutuhkan parameter operasi yang optimal untuk mencapai keuntungan maksimum. Parameter operasi sering diperoleh dengan melakukan percobaan pada skala *pilot plant*. Meskipun data yang akurat dapat diperoleh melalui eksperimen, namun membutuhkan banyak waktu untuk mendapatkan hasilnya. Selain itu, parameter optimal seringkali bergantung pada ukuran. Pemodelan atau simulasi pabrik mungkin tidak memprediksi proses dengan sangat akurat, tetapi model simulasi yang baik dapat membantu para *engineer* mengetahui efek dari perubahan parameter yang berbeda pada hasil proses sehingga mengoptimalkan kondisi operasi secara efisien. Model simulasi *gasifier* dapat diklasifikasikan menjadi empat kelompok [69], yaitu: *Thermodynamic equilibrium*, *Kinetic*, *Computational fluid dynamics* (CFD), dan *Artificial neural network* (ANN). Pada Aspen Plus kesetimbangan termodinamika dan model kinetik banyak digunakan untuk mensimulasikan proses gasifikasi [69].

Secara umum, peneliti dan profesional menggunakan Aspen Plus, *Computational Fluid Dynamics* (CFD, terdiri dari GAMBIT dan FLUENT), *ChemCAD*, dan *MatLab* untuk mengembangkan dan mengoptimalkan model gasifikasi. Meskipun CFD adalah perangkat lunak yang kuat, program ini memiliki persyaratan komputasi yang tinggi. Aspen Plus merupakan salah satu paket perangkat lunak komputer pemodelan proses yang banyak digunakan dan telah terbukti kemampuannya untuk pengembangan dan simulasi model gasifikasi.

Karena kemampuannya yang luas dan hasil yang tepat dalam pemodelan proses, Aspen Plus digunakan oleh beberapa penelitian untuk mengembangkan dan mensimulasikan proses gasifikasi unggun tetap dengan bahan baku seperti: MSW, limbah kayu, limbah hijau, dan sekam biji kopi. Simulasi proses gasifikasi biomassa didasarkan pada keseimbangan massa-energi dan kesetimbangan kimia untuk keseluruhan proses. Dalam studi ini, model gasifikasi yang dikembangkan untuk *fixed bed downdraft gasifier* melibatkan langkah-langkah berikut: (1) spesifikasi kelas aliran; (2) pemilihan metode properti; (3) sistem spesifikasi komponen (dari bank data) dan mengidentifikasi komponen konvensional dan non-konvensional; (4) mendefinisikan flowsheet proses (menggunakan blok operasi unit dan menghubungkan aliran material dan energi); (5) menentukan aliran umpan (laju aliran, komposisi, dan kondisi termodinamika); dan (6) menentukan blok operasi unit (kondisi termodinamika, reaksi kimia, dan lain-lain).

Kelemahan menggunakan Aspen Plus adalah kurangnya data literatur untuk mensimulasikan unit operasi pada reaktor unggun tetap. Namun, dimungkinkan bagi pengguna untuk memasukkan model mereka sendiri, menggunakan kode dan reaksi FORTRAN dalam *file input* Aspen Plus, untuk mensimulasikan pengoperasian *fixed bed downdraft* [27].

Tabel 2.11 Penjelasan bagan operasi pemodelan dari Aspen Plus [26]

Aspen Plus ID.	Block ID	Penjelasan
RStoic	DRIER	Mengurangi kadar air bahan bakar; konversi salah satu reaktan ditentukan; menghitung semua komponen keluar reaktor; menghitung neraca energi, suhu keluar reaktor; menghitung kecepatan transfer panas; data diperlukan: derajat konversi, koefisien reaksi, tekanan keluar, kecepatan transfer panas, Q atau T_{out} .
RYield	DECOMP	Reaktor untuk mengubah biomassa non-konvensional menjadi komponen konvensional dengan menggunakan FORTRAN; melakukan

Aspen Plus ID.	Block ID	Penjelasan
RGibbs	GASIF	perhitungan neraca massa dan energi berdasar nilai Yield yang diberikan; Reaktor energi bebas Gibbs untuk menangani kesetimbangan tiga fasa dan menghitung komposisi <i>syngas</i> dengan meminimalkan energi bebas Gibbs; tidak perlu diketahui reaksi yang terjadi; tidak perlu menspesifikasikan stoikiometri; digunakan untuk mengeksplorasi termodinamika;
SEP	SEPARATOR	Memisahkan gas dari abu dengan menentukan fraksi split.

Model *gasifier* terdiri dari tahap dekomposisi (blok RYield), pemisah komponen (blok Sep), tahap reaksi kesetimbangan (blok RGibbs), dan pemisah abu (blok SSplit). Namun, juga dapat menentukan hasil massa tar dan dalam blok kalkulasi terkait, dapat menentukan metode perhitungannya. Dryer memodelkan penghilangan air atau cairan lain dari bahan padat melalui proses penguapan aliran cairan ke udara dengan tujuan untuk mengurangi kadar air ke tingkat yang dapat diterima. Energi yang dibutuhkan untuk penguapan biasanya disuplai oleh gas panas (pemanasan langsung) atau permukaan yang panas. Deskripsi kesetimbangan gas padat relatif rumit karena dipengaruhi oleh tekstur bahan yang dikeringkan, yaitu fenomena transpor memegang peranan penting. Biasanya, kesetimbangan fase pengeringan dinyatakan sebagai variasi kadar air dalam padatan (X) dengan kelembaban relatif udara (φ) pada kondisi suhu dan tekanan konstan.

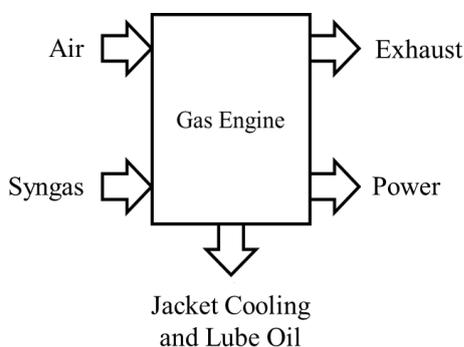
Simulasi gasifikasi bahan bakar padat dapat dilakukan seperti halnya pembakaran sampah padat. Namun, poin-poin berikut harus dipertimbangkan:

1. Gasifikasi terjadi ketika jumlah oksigen lebih rendah dari jumlah stoikiometrinya. Oleh karena itu, rasio aliran massa zat pengoksidasi (udara) terhadap aliran massa biomassa harus jauh lebih rendah daripada pembakaran.

2. Untuk mendukung *steam reforming* dan reaksi perpindahan gas, *steam* dapat ditambahkan ke dalam *gasifier*.
3. Gas produser mengandung H_2S , NH_3 , HCl , dan tar. Tar dapat didefinisikan sebagai komponen semu, non-konvensional, atau dapat diwakili oleh satu atau lebih komponen nyata. Model RGibbs menghitung komposisi kesetimbangan akhir gas; namun, tar dihasilkan karena reaksi gasifikasi yang tidak sempurna; dengan demikian, model RGibbs tidak mempertimbangkan tar. Jika kandungan tar gas disimulasi, maka harus disimulasikan secara terpisah dan tar tidak boleh masuk ke reaktor Gibbs.

2.7 Analisis Simulasi *Gas engine*

Komposisi berbagai jenis bahan bakar yang digunakan disajikan dalam konfigurasi *gas engine*, terdiri dari sejumlah unit operasi yang meliputi: aliran material, ekspander, kompresor, *mixer*, pendingin dan reaktor konversi. *Gas engine* memiliki prinsip kerja berupa pembakaran *syngas* sebagai bahan bakar, lalu panas pembakaran ini diubah menjadi energi listrik. Namun, tidak semua energi panas pembakaran ini akan menjadi energi listrik. Sebagian panas pembakaran akan terbuang melalui utilitas pendinginan mesin, ada yang terbuang bersama exhaust gas dalam bentuk energi dalam (*internal energy*), dan dimanfaatkan kembali sebagai media panas di proses *dryer*. Secara sederhana, deskripsi ini dapat digambarkan pada Gambar 2.10.



Gambar 2.10 Model sederhana dari *gas engine*.

Pengembangan model *gas engine* menggunakan Aspen Hysys berdasarkan hasil *syngas* dari simulasi Aspen Plus. Platform Aspen Hysys sangat *user friendly*, sehingga memungkinkan optimalisasi desain dan operasi konseptual. Platform ini juga menyediakan banyak fungsi dalam mengatasi tantangan rekayasa proses di beberapa industri. Aspen Hysys menyediakan pendekatan yang sangat kuat untuk pemodelan kondisi tunak. Sejauh ini, sebagian besar karya yang diterbitkan di bidang ini hanya membahas evaluasi kualitatif dari modifikasi proses yang diusulkan. Oleh karena itu, pada penelitian ini akan mengkaji secara kuantitatif pengurangan konsumsi energi pada *revamped reforming* unit menggunakan Aspen Hysys. Penggunaan Aspen Hysys merupakan simulator untuk memanfaatkan paket yang dirancang khusus untuk ketahanan dan keandalannya. Platform ini memberikan fleksibilitas dalam membuat dan memodifikasi diagram alur proses untuk tujuan pemodelan dan simulasi [68], sehingga dalam pemodelan *gas engine* dari bahan baku sampah padat kota (MSW) dapat diketahui *stream energy*, suhu dan komposisi gas buang, serta gas emisi yang dikeluarkan oleh sistem.

BAB 3

METODE PENELITIAN

3.1 Lokasi Penelitian

Lokasi penelitian ini dilakukan di area TPA Putri Cempo, Kelurahan Mojosongo, Kecamatan Jebres, Kota Surakarta, Jawa Tengah. TPA Putri Cempo memiliki area sebesar 17 Ha kapasitas penampungan sampah sebesar $\pm 100.000.000$ kg sampah, area tersebut terletak pada titik koordinat $110^{\circ}51'21,74''$ BT dan $07^{\circ}32'8,11''$ LS (diantara gunung Merapi di sisi Barat dan gunung Lawu di sisi Timur) atau dapat dilihat pada google map <https://goo.gl/maps/Ao717zonptXq5Hxt5> (Google Earth, 2021). Gambar 3.1 memperlihatkan area TPA Putri Cempo, berjarak sekitar 8 km atau 25 menit waktu perjalanan dari pusat kota Surakarta dan masih terdapat pemukiman penduduk disekitar lokasi.



Gambar 3.1 Lokasi TPA Putri Cempo Surakarta Jawa Tengah

3.2 Teknik Pengumpulan Data

Teknik pengumpulan data yang dilakukan adalah dengan mencari sumber data primer dan sekunder, meliputi:

- a. Data Primer diperoleh dari data manufaktur PLTSa Putri Cempo berupa data *proximate* dan *ultimate analysis* yang merupakan campuran sampah lama dan sampah baru di kota Surakarta dan sekitarnya. data flowsheet PLTSa, dan data yang dikumpulkan langsung di lokasi dimana terdapat juga *model plant*, reaktor, *gas engine*, dan komponen *equipment* lainnya yang menghasilkan daya listrik 150 kWe. Untuk data spesifikasi peralatan yang menjadi keutamaan dalam pembangkit diperoleh dari PT XYZ yang mengelola teknologi gasifikasi sampah padat kota. Tabel 3.1 memperlihatkan karakterisasi sampah padat kota (MSW) di TPA Putri Cempo Surakarta.

Tabel 3. 1 Komposisi sampah padat kota (MSW) TPA Putri Cempo

Parameter	nilai	satuan
<i>Moisture Content</i>	20	%
<i>Proximate analysis (dry basis)</i>		
<i>volatile matter</i>	56,85	wt %
<i>fixed carbon</i>	9,78	wt %
<i>ash</i>	33,37	wt %
<i>Ultimate analysis (dry basis)</i>		
Carbon	39,21	wt %
Hidrogen	5,53	wt %
Oksigen	20,86	wt %
Nitrogen	0,73	wt %
Sulfur	0,31	wt %
Ash	33,37	wt %

- b. Data Sekunder terkait limbah padat perkotaan, teknologi gasifikasi, kondisi operasi, dan parameter gasifikasi diperoleh dari beberapa jurnal, *textbook*, laporan kerja tahunan suatu instansi, beberapa data statistik, dan *webpage* dari beberapa media *online*.

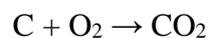
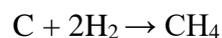
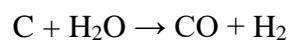
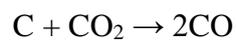
3.3 Teknik Pengolahan dan Analisis Data

Teknik pengolahan dan analisis data dilakukan melalui analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) untuk memprediksi performa sistem-sistem termal. Analisis simulasi gasifikasi MSW untuk dapat menggambarkan proses utama yang terjadi pada proses gasifikasi MSW. Setelah data-data didapatkan, maka data akan diolah dalam bentuk besaran angka. Output yang dibuat dibatasi berupa energi kalor yang dihasilkan. Analisis simulasi yang dibuat disajikan dalam bentuk tabel, serta dapat dikonversi ke bentuk grafik dan diagram. Adapun secara kimiawi proses gasifikasi adalah sebagai berikut:

Reaksi dekomposisi volatil



Reaksi Karbon



Reaksi fase gas

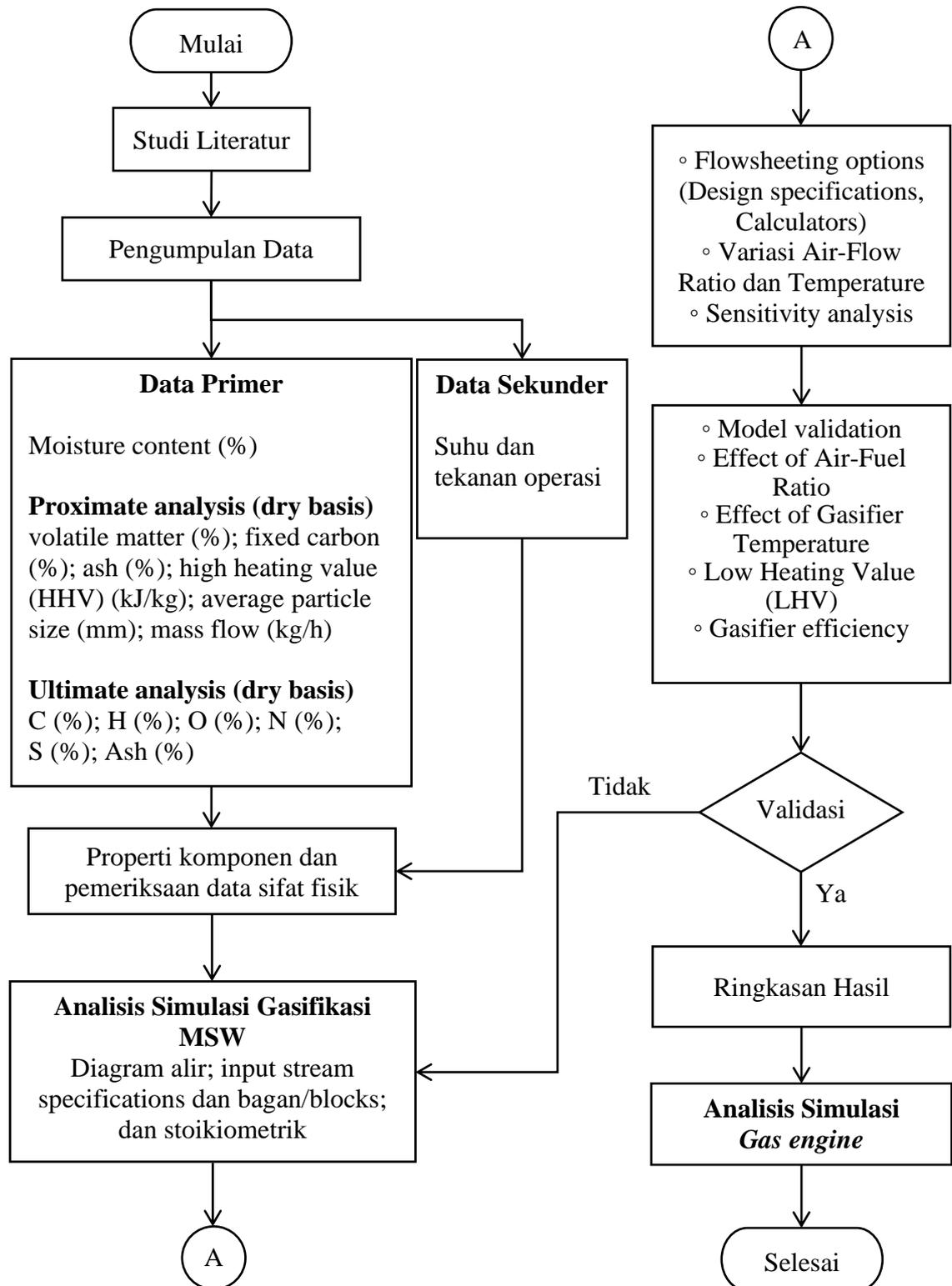


3.4 Prosedur Penelitian

Prosedur penelitian ini bagi menjadi tiga tahap saling berkesinambungan. Tahap awal penelitian, mencari dan menemukan masalah, studi pustaka, menentukan instrumen penelitian, menentukan pendekatan yang digunakan dan menyusun hipotesis. Prosedur dalam penelitian ini dimulai dari pengumpulan data (primer dan sekunder). Data yang dibutuhkan adalah data sifat bahan baku (*proximate* dan *ultimate analysis* MSW), kesetimbangan reaksi kimia, data kinetik dan data kesetimbangan fasa. Untuk properti komponen dan pemeriksaan data sifat fisik bahan baku dilakukan dengan mengamati beberapa penelitian sebelumnya.

Proses diagram alir dikembangkan dalam serangkaian iterasi yang dimulai dengan konfigurasi sederhana dari blok peralatan utama. Pemilihan model kesetimbangan fasa termodinamika yang sesuai merupakan hal penting saat merancang peralatan *dryer*, *reaktor*, *cyclone*, *heat exchanger*, *gas engine*, dan lain-lain. Analisis simulasi gasifikasi MSW dilakukan secara bertahap, sehingga hasil akhir yang diharapkan tidak terlalu menyimpang atau tidak terlalu jauh selisihnya dengan penelitian yang sudah dilakukan secara eksperimen dan simulasi.

Analisis simulasi gasifikasi MSW dilakukan secara bertahap yaitu meliputi: *flowsheeting options (design specifications dan calculators)*, variasi *air flow ratio* dan suhu, serta *sensitivity analysis* untuk mendapatkan validasi model, *moisture content*, *air-fuel ratio (AFR)*, *gasifier temperature*, *lower heating value (LHV)*, *cold gas efficiency (CGE)*. Setelah komposisi *syngas* diperoleh, maka selanjutnya dilakukan analisis simulasi *gas engine*. Hasil analisis simulasi beberapa variabel seperti *heat flow* dan *stream energy* menjadi parameter sebagai rencana pembangkit listrik tenaga sampah. Diagram alir penelitian dapat dilihat pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2 Diagram alir penelitian

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Karakterisasi Bahan Baku MSW

Bahan baku biomassa yang digunakan dalam penelitian ini adalah sampah padat kota (MSW). Pemilihan MSW sebagai bahan baku biomassa karena selama ini pemanfaatannya masih belum maksimal. Selain itu ketersediaan dari MSW di TPA Putri Cempo sangat melimpah yaitu sebesar 107.873 ton per tahun [5]. Sebelum melakukan analisis simulasi gasifikasi MSW dengan tipe *fixed bed downdraft gasifier*, maka diperlukan karakterisasi dari biomassa MSW. Tabel 4.1. memperlihatkan karakterisasi *proximate* dan *ultimate* MSW di TPA Putri Cempo Surakarta.

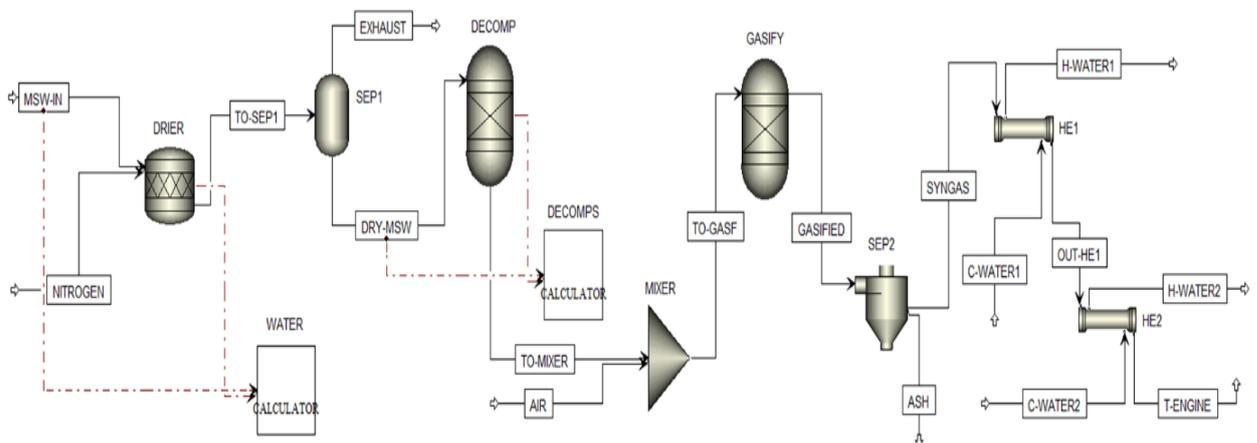
Tabel 4.1 Karakterisasi *proximate* dan *ultimate* MSW TPA Putri Cempo.

Parameter	nilai	satuan
<i>Moisture Content</i>	20	%
<i>Proximate analysis (dry basis)</i>		
<i>volatile matter</i>	56,85	wt %
<i>fixed carbon</i>	9,78	wt %
<i>ash</i>	33,37	wt %
<i>Ultimate analysis (dry basis)</i>		
Carbon	39,21	wt %
Hidrogen	5,53	wt %
Oksigen	20,86	wt %
Nitrogen	0,73	wt %
Sulfur	0,31	wt %
Ash	33,37	wt %

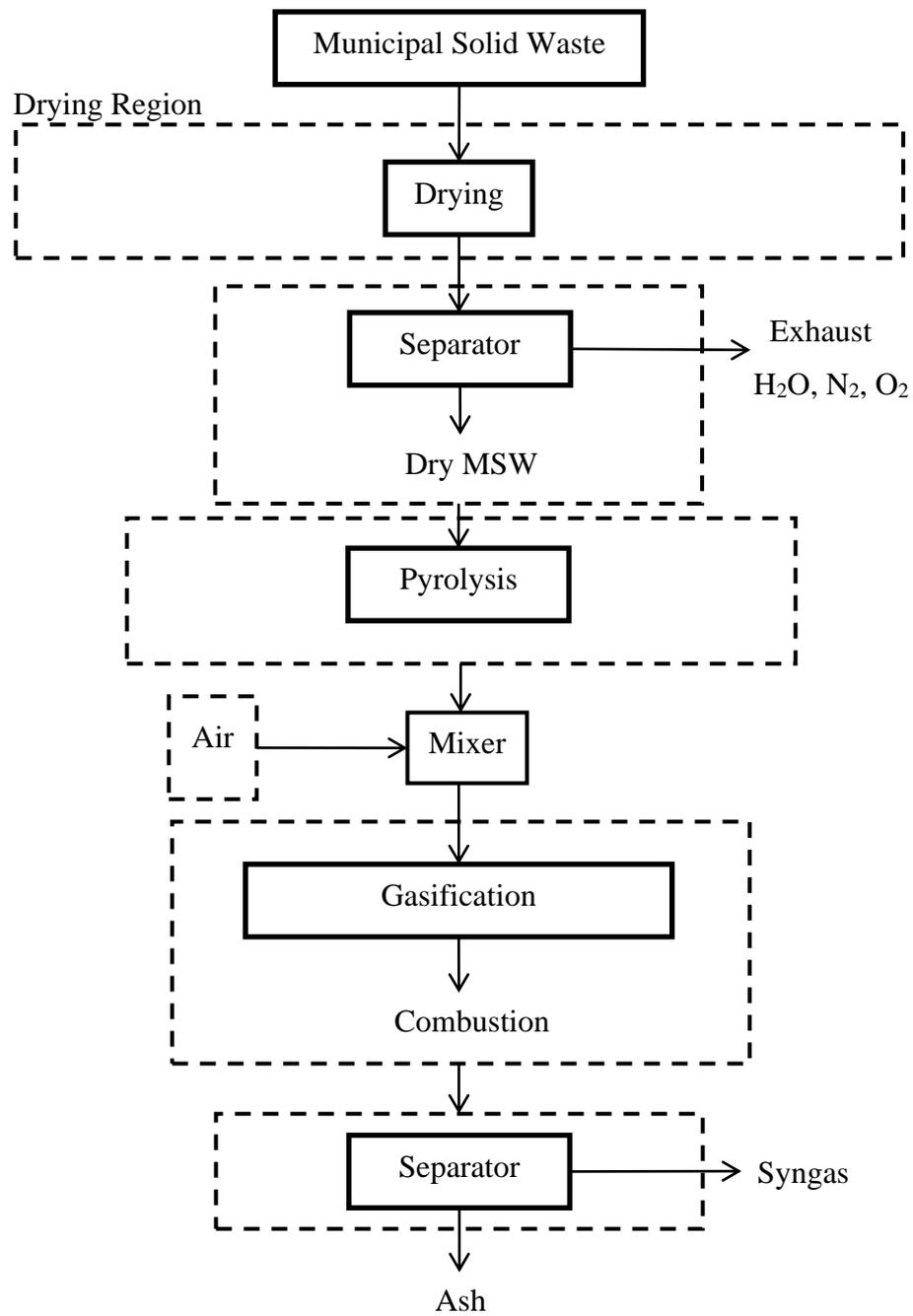
Nilai kalor sampah padat kota (MSW) di TPA Putri Cempo Surakarta didapat dengan menghitung komposisi unsur utama: C, H, O, N, dan S menggunakan analisis regresi non-linier yaitu; nilai kalor (MJ/kg) = $C^2 + C \times O^2 + 0.03 C \times H + 0.60 C - O + 0.11 O \times N + 0.53 S - 0.33 S \times O$ [38], sehingga diperoleh nilai HHV sebesar 19967,79 kJ/kg (4776,98 kkal/kg) dan LHV sebesar 18392,40 kJ/kg.

4.2 Analisis Simulasi Gasifikasi

Analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) adalah sistem kontinu. Gasifikasi sampah padat kota (MSW) dirancang dengan kapasitas umpan sampah padat kota (MSW) sebesar 1788 kg/jam dan suhu 600 °C menggunakan *fixed bed downdraft gasifier*, dengan asumsi pada kondisi tunak (*steady state*) dan *isothermal*. Gasifikasi terdiri dari unit blok *Dryer* (R-STOIC), *Separator 1* (SEP1), *R-YIELD* (DECOMP), *Mixer*, *Gasifier*, *Separator 2* (SEP2), dan *Heat Exchanger* (HE1 dan HE2). Gambar 4.1 dan 4.2 memperlihatkan *flowsheet* gasifikasi sampah padat kota (MSW) dan bagan *fixed bed downdraft gasifier* MSW.



Gambar 4.1 *Flowsheet* gasifikasi MSW.

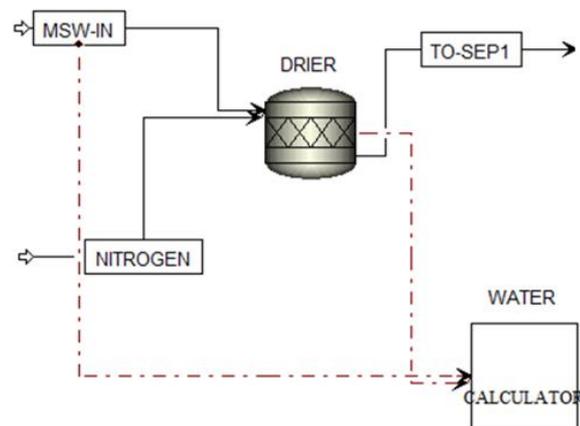


Gambar 4.2 Skema bagan *fixed bed downdraft gasifier* MSW.

Penjelasan masing-masing *flowsheet* gasifikasi MSW sebagai berikut:

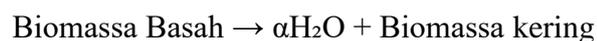
1. Kestimbangan massa pada DRY-REAC (R-STOIC)

Kondisi operasi laju alir massa sebesar 1788 kg/jam, suhu 25°C dan tekanan 1 bar. Gambar 4.3 memperlihatkan skema aliran *dryer*.



Gambar 4.3 Skema DRY-REAC.

Sampah padat kota (MSW) diumpukan masuk ke unit pengering/Dry-Reac (R-Stoic) untuk dikeringkan bersama dengan nitrogen yang juga sebagai umpan masuk Dry-Reac. MSW dengan laju alir massa sebesar 1788 kg/jam masuk pada suhu 25°C dan tekanan 1 bar. Sedangkan Nitrogen memiliki laju alir sebesar 22679,6 kg/jam pada suhu 132,2 °C tekanan 1 bar. Dry-Reac (R-Stoic) berfungsi untuk mengurangi kandungan H₂O yang terdapat di dalam MSW melalui proses pengeringan. Tahap pertama adalah tahap pengeringan untuk mengurangi kadar air dalam biomassa. Proses pengeringan menggunakan reaktor stoikiometri dengan mengikuti persamaan:



dimana α adalah koefisien reaksi H₂O yaitu 0,0555084 [70]. Pada tahap ini kandungan H₂O yang keluar dari *dryer* dibuat dengan koefisien 0,0555084 melalui persamaan sebagai berikut:



Sehingga didapat laju alir H₂O pada keluaran *dryer* sebesar 100,605 kg/jam. MSW merupakan material padatan *non conventional*, sehingga untuk zat yang bersifat *non conventional*, perlu memasukkan data komposisi *proximate* dan *ultimate* MSW (data dapat dilihat pada Tabel 4.1). Proses input data dan Fortran *calculation drying* dapat dilihat pada Gambar 4.4 dan 4.5.

Reactants	
Component	Coefficient
MSW	-1

Products	
Component	Coefficient
H2O	0,0555084

Products generation

Molar extent kmol/hr
 Fractional conversion of component

Gambar 4.4 Proses input data pada *drying*

Calculation method

Fortran Excel

Fortran Declarations

Enter executable Fortran statements

```
H2ODRY = 10.0
CONV = (H2OIN - H2ODRY) / (100 - H2ODRY)
```

Gambar 4.5 Fortran *calculation for drying*

Aliran masuk *Reaktor Stoic (DRY-REAC)* dapat dilihat pada Tabel 4.2:

MSW-IN

- Suhu : 25 °C
- Tekanan : 1 bar
- Laju alir : 1788 kg/jam

NITROGEN

- Suhu : 132,2 °C
- Tekanan : 1 bar
- Laju alir : 22679,6 kg/jam

Aliran keluar *Reaktor Stoic (DRY-REAC)* dapat dilihat pada Tabel 4.2:

TO-SEP1

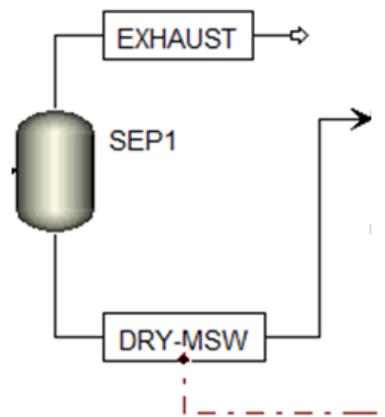
- Suhu : 100,8 °C
- Tekanan : 1 bar
- Laju alir : 24466,1 kg/jam

Tabel 4.2 *Stream Result Dry-Reac.*

Stream Name	Units	MSW-IN	NITROGEN	TO-SEP1
Description				
From				DRIER
To		DRIER	DRIER	01-Sep
Temperature	°C	25	132,2	100,8
Pressure	bar	1	1	1
Mass Vapor Fraction		0	1	0,935039
Mass Solid Fraction		1	0	0,0649607
Mass Enthalpy	kcal/kg	-1366,26	26,6666	-75,1235
Mass Density	kg/cum	1452,84	0,831326	0,959107
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-2,44288	0,604787	-1,83798
Mass Flows	kg/hr	1788	22679,6	24466,1
H2O	kg/hr	0	0	197,148
N2	kg/hr	0	22653,7	22653,7
O2	kg/hr	0	25,9024	25,9024
MSW	kg/hr	1788	0	1589,33

2. Kestimbangan massa pada Separator (SEP1)

Keluaran dari DRIER (TO-SEP1) selanjutnya masuk ke dalam unit SEP1 (*Dry Flash*). Tujuannya adalah untuk memisahkan MSW yang telah dikeringkan (*Dry MSW*) dengan keluaran dari SEP1 (*exhaust*) yang memiliki komposisi kandungan H_2O , N_2 , dan O_2 . Gambar 4.6 memperlihatkan skema aliran dari DRIER to SEP1.



Gambar 4.6 Skema DRIER to SEP1.

Aliran masuk *Dry Flash* dengan kondisi operasi IN-DRIER pada suhu 100,8 °C tekanan 1 bar dan laju alir massa 24466,1 kg/jam serta aliran keluar *Dry Flash* dengan kondisi operasi EXHAUST pada suhu 100,8 °C tekanan 1 bar dan laju alir massa 22876,7 kg/jam serta aliran masuk dari DRIER MSW dengan kondisi operasi pada suhu 100,8 °C, tekanan 1 bar dan laju alir massa 1589,33 kg/hr dapat dilihat pada Tabel 4.3.

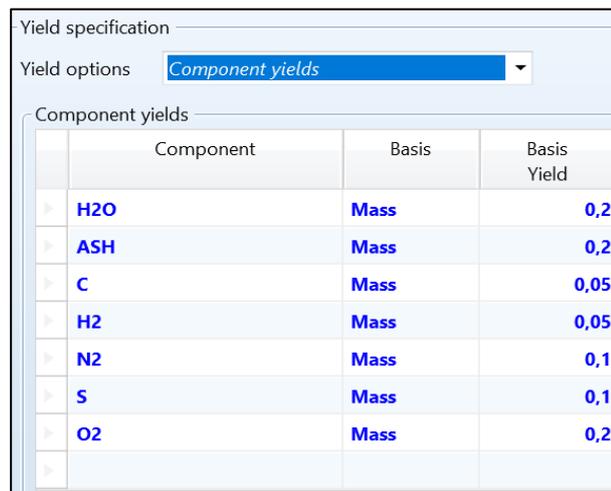
Tabel 4.3 Stream Dry Flash.

Stream Name	Units	TO-SEP1	EXHAUST	DRY-MSW
From		DRIER	01-Sep	01-Sep
To		01-Sep		DECOMP
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD
Temperature	°C	100,8	100,8	100,8

Stream Name	Units	TO-SEP1	EXHAUST	DRY-MSW
Pressure	bar	1	1	1
Mass Vapor				
Fraction		0,935039	1	0
Mass Solid				
Fraction		0,0649607	0	1
Mass Enthalpy	kcal/kg	-75,1235	-8,65732	-1031,83
Mass Density	kg/cum	0,959107	0,896841	1452,84
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-1,83798	-0,198051	-1,63993
Mass Flows	kg/hr	24466,1	22876,7	1589,33
H2O	kg/hr	197,148	197,148	0
N2	kg/hr	22653,7	22653,7	0
O2	kg/hr	25,9024	25,9024	0
MSW	kg/hr	1589,33	0	1589,33

3. Neraca massa pada R-YIELD (DECOMP)

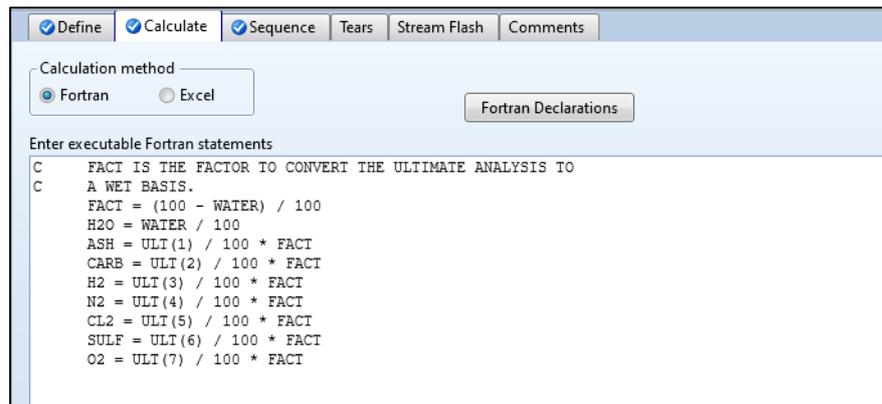
Decomp (R-Yield) digunakan untuk mengubah MSW sebagai bahan baku, lalu masuk ke sebuah reaktor *yield* (R-yield) menjadi komponen-komponen H₂O, H₂, O₂, N₂, S, ash, C, dan CH₄. Kondisi operasi pada suhu 100 °C dan tekanan 1 bar. Gambar 4.7 memperlihatkan basis *yield* dan *Fortran* untuk Decomp.



The screenshot shows a software interface for 'Yield specification'. Under 'Yield options', 'Component yields' is selected. The 'Component yields' table lists the following components, their basis, and their yield values:

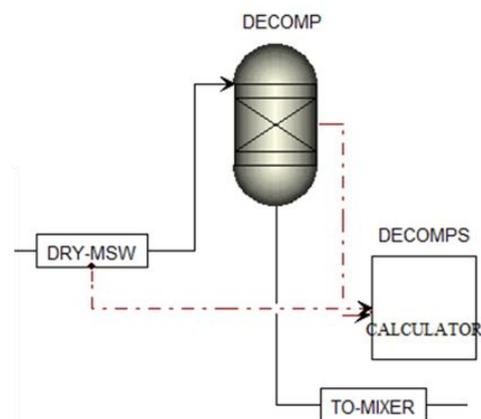
Component	Basis	Basis Yield
H2O	Mass	0,2
ASH	Mass	0,2
C	Mass	0,05
H2	Mass	0,05
N2	Mass	0,1
S	Mass	0,1
O2	Mass	0,2

Gambar 4.7 Components of Yield (potongan data simulasi).



Gambar 4.8 Fortran Calculation of DECOMP (potongan data simulasi).

Panas reaksi yang terkait dengan penguraian MSW harus dipertimbangkan dalam pembakaran. Aliran panas digunakan untuk membawa panas reaksi dari blok RYield ke blok RGibbs. Gambar 4.9 memperlihatkan skema R-YIELD (Decomposition).



Gambar 4.9 Skema R-YIELD (Decomp).

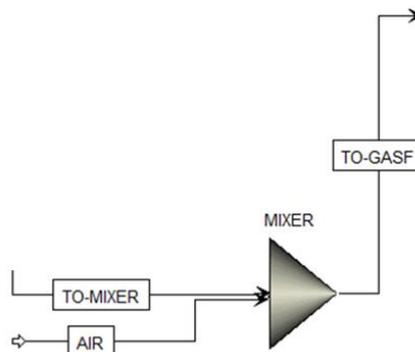
Aliran masuk DECOMP dapat dilihat pada Tabel 4.4 dimana pada DRY-MSW suhu 100,8 °C tekanan 1 bar dan laju alir massa 1589,33 kg/jam. Aliran keluar DECOMP dalam kondisi TO-MIXER dimana suhu 100 °C tekanan 1 bar dan laju alir massa sebesar 1589,33 kg/jam.

Tabel 4.4 Stream Result R-YIELD (Decomp).

Stream Name	Units	DRY-MSW	TO-MIXER
From		01-Sep	DECOMP
To		DECOMP	MIXER
Temperature	C	100,8	100
Pressure	bar	1	1
Mass Vapor Fraction		0	0,782288
Mass Liquid Fraction		0	0,216665
Mass Solid Fraction		1	0,00104649
Mass Enthalpy	kcal/kg	-1031,83	1772,49
Mass Density	kg/cum	1452,84	1,07547
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-1,63993	2,81708
Mass Flows	kg/hr	1589,33	1589,33
H2O	kg/hr	0	29,9633
N2	kg/hr	0	279,555
O2	kg/hr	0	532,209
MSW	kg/hr	1589,33	0

4. Mixer

Mixer digunakan untuk proses pencampuran. Variasi laju alir massa *air-fuel ratio* sebesar 0,1-1,0. Penentuan variabel *air-fuel ratio* berdasarkan beberapa jurnal terkait dengan bahan baku yang sama (MSW) menggunakan gasifikasi *fixed bed downdraft* dan produk yang diperoleh adalah *syngas*. Gambar 4.10 dan 4.11 memperlihatkan skema aliran di MIXER dan komponen product R-Gibbs. Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel 4.5.



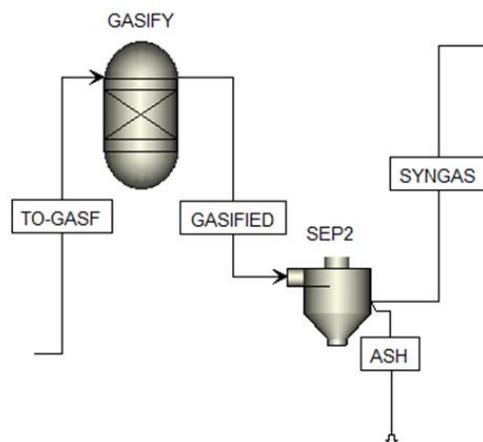
Gambar 4.10 Skema MIXER.

Products		
	Component	Valid phases
▶	H2O	Mixed
▶	N2	Mixed
▶	O2	Mixed
▶	NO2	Mixed
▶	NO	Mixed
▶	S	Mixed
▶	O2S	Mixed
▶	O3S	Mixed
▶	H2	Mixed

Gambar 4.11 Komponen product R-Gibbs.

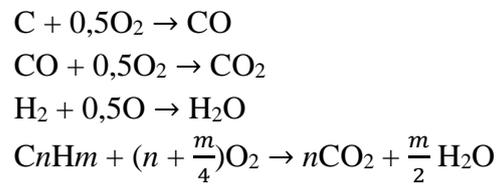
5. Kesetimbangan massa di *Gasifier* (RGibbs)

Kesetimbangan massa proses gasifikasi pada tekanan 1 bar dan suhu 600 °C, dengan laju alir *air-fuel ratio* sebesar 0,1, 0,2, 0,3, 0,4, 0,5, 0,6, 0,7, 0,8, 0,9, dan 1,0. Pada alat GASIFY (RGIBBS) kita hanya perlu untuk memasukkan data *indentify possible products* sehingga dapat diketahui produk *syngas* yang keluar dari GASIFY (RGIBBS). Gambar 4.12 memperlihatkan skema aliran *gasifier* dan hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel 4.6.

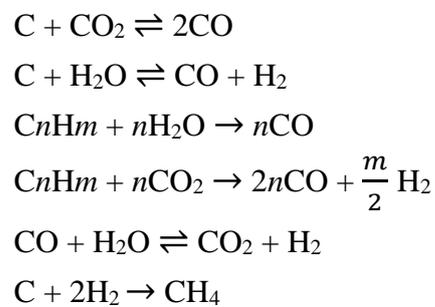


Gambar 4.12 Skema aliran menuju GASIFY dan SEP2.

Reaksi proses pembakaran yang terjadi di dalam *Gasifier* adalah sebagai berikut:



Reaksi proses gasifikasi pada reaktor RGIBBS adalah sebagai berikut:



Analisis simulasi menggunakan pendekatan beberapa alat yang dirangkai dalam satu jalur (*stream*), terdiri dari SEPARATOR (SEP), DECOMP (RYIELD), MIXER, dan GASIFY (RGIBBS).

Tabel 4.6 Aliran masuk GASIFY dengan AFR sebesar 0,1, 0,2, 0,3, 0,4, 0,5, 0,6, 0,7, 0,8, 0,9, dan 1,0.

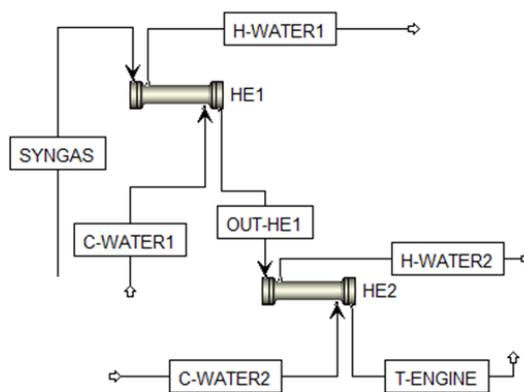
Stream Name	Units	AFR 0,1		AFR 0,2		AFR 0,3		AFR 0,4		AFR 0,5		AFR 0,6		AFR 0,7		AFR 0,8		AFR 0,9		AFR 1,0		
		TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	TO-GASF	GASIFIED	
Description																						
From		MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	MIXER	GASIFY	
To		GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	GASIFY	02-Sep	
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPS	MCINCPSD	MCINCPSD																
Temperature	C	95,2245	600	91,0347	600	87,3255	600	84,016	600	81,043	600	78,3562	600	75,9153	600	73,6873	600	71,6448	600	69,7652	600	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Vapor Fraction		0,801827	0,999049	0,818127	0,999128	0,831937	0,999195	0,843789	0,999253	0,854073	0,999302	0,863082	0,999346	0,871041	0,999384	0,878124	0,999419	0,884468	0,999449	0,890184	0,999477	
Mass Liquid Fraction		0,197222	0	0,181	0	0,167258	0	0,155464	0	0,145229	0	0,136264	0	0,128343	0	0,121295	0	0,114981	0	0,109292	0	
Mass Solid Fraction		0,00095135	0,00095135	0,000872	0,000872	0,000805	0,000805	0,000747	0,000747	0,000698	0,000698	0,000654	0,000654	0,000616	0,000616	0,000581	0,000581	0,000551	0,000551	0,00052324	0,00052324	
Mass Enthalpy	kcal/kg	1611,36	-971,791	1477,08	-930,95	1363,46	-897,498	1266,07	-869,961	1181,66	-847,239	1107,81	-828,487	1042,64	-813,037	984,719	-800,346	932,892	-789,953	886,247	-781,463	
Mass Density	kg/cum	1,0743	0,366309	1,0742	0,367777	1,0748	0,369422	1,07584	0,371249	1,07718	0,373256	1,07869	0,375437	1,08032	0,377784	1,08201	0,380282	1,08372	0,382909	1,08543	0,38564	
Enthalpy Flow	Gcal/hr	2,81708	-1,69895	2,81708	-1,77551	2,81708	-1,85435	2,81708	-1,93572	2,81708	-2,01982	2,81708	-2,10679	2,81708	-2,19672	2,81708	-2,28963	2,81708	-2,38545	2,81708	-2,48401	
Mass Flows	kg/hr	1748,27	1748,27	1907,2	1907,2	2066,13	2066,13	2225,07	2225,07	2384	2384	2542,93	2542,93	2701,86	2701,86	2860,8	2860,8	3019,73	3019,73	3178,66	3178,66	
H2O	kg/hr	29,9633	43,5007	29,9633	51,6101	29,9633	60,2699	29,9633	69,4797	29,9633	79,2459	29,9633	89,5811	29,9633	100,502	29,9633	112,029	29,9633	124,184	29,9633	136,99	
N2	kg/hr	405,112	405,112	530,669	530,669	656,226	656,226	781,783	781,783	907,34	907,34	1032,9	1032,9	1158,45	1158,45	1284,01	1284,01	1409,57	1409,57	1535,13	1535,13	
O2	kg/hr	565,585	1,48E-22	598,961	1,97E-22	632,337	2,59E-22	665,713	3,39E-22	699,089	4,42E-22	732,465	5,75E-22	765,841	7,49E-22	799,217	9,81E-22	832,593	1,29E-21	865,969	1,72E-21	
MSW	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
NO2	kg/hr	0	5,60E-28	0	8,19E-28	0	1,16E-27	0	1,59E-27	0	2,16E-27	0	2,92E-27	0	3,92E-27	0	5,27E-27	0	7,11E-27	0	9,64E-27	
NO	kg/hr	0	4,37E-15	0	5,78E-15	0	7,37E-15	0	9,20E-15	0	1,13E-14	0	1,38E-14	0	1,66E-14	0	2,01E-14	0	2,41E-14	0	2,90E-14	
S	kg/hr	53,3327	0,177553	53,3327	0,144893	53,3327	0,118707	53,3327	0,097333	53,3327	0,079664	53,3327	0,064933	53,3327	0,052599	53,3327	0,042264	53,3327	0,033628	53,3327	0,0264549	
O2S	kg/hr	0	106,199	0	106,264	0	106,316	0	106,359	0	106,394	0	106,424	0	106,449	0	106,469	0	106,486	0	106,501	
O3S	kg/hr	0	3,45E-10	0	3,82E-10	0	4,23E-10	0	4,67E-10	0	5,16E-10	0	5,72E-10	0	6,36E-10	0	7,10E-10	0	7,96E-10	0	8,98E-10	
H2	kg/hr	13,4114	21,393	13,4114	22,9212	13,4114	24,222	13,4114	25,2798	13,4114	26,0807	13,4114	26,6135	13,4114	26,8698	13,4114	26,8457	13,4114	26,5427	13,4114	25,968	
CL2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C	kg/hr	279,677	7,99E-32	279,677	7,06E-32	279,677	6,23E-32	279,677	5,48E-32	279,677	4,80E-32	279,677	4,17E-32	279,677	3,59E-32	279,677	3,06E-32	279,677	2,57E-32	279,677	2,14E-32	
CO2	kg/hr	292,791	541,146	292,791	586,467	292,791	632,27	292,791	678,725	292,791	725,954	292,791	774,034	292,791	822,992	292,791	872,795	292,791	923,346	292,791	974,481	
CO	kg/hr	0	560,132	0	548,208	0	534,826	0	519,768	0	502,865	0	484	0	463,111	0	440,208	0	415,378	0	388,796	
ASH	kg/hr	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	1,66322	
CH4	kg/hr	106,73	68,9431	106,73	59,2516	106,73	50,2197	106,73	41,91	106,73	34,3745	106,73	27,6529	106,73	21,7704	106,73	16,7337	106,73	12,5276	106,73	9,11221	

6. Kestimbangan massa Separator SEP2 (SSplit)

Separator menggunakan SSplit untuk memisahkan ash dan *syngas*. Pada pemisahan *syngas* dan ash pada bagan SEP2 dianggap bahwa terjadi seluruh proses pemurnian *syngas* pada reaktor maupun *cyclone*. Aliran masuk ke separator dari *gasifier* terjadi kestimbangan massa dan pemisahan *syngas*. Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel 4.7.

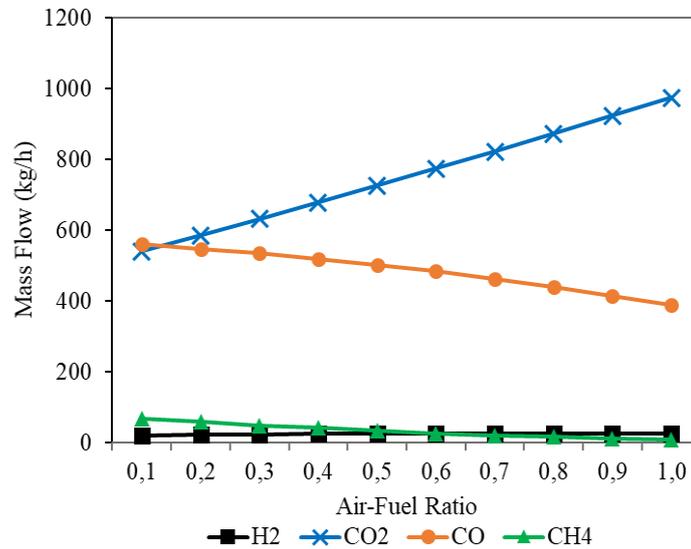
7. Kestimbangan massa HE1 dan HE2

Syngas yang telah dipisahkan dengan ash selanjutnya diturunkan suhunya dengan *heat exchanger* hingga mencapai suhu 40 °C pada aliran T-Engine (aliran *syngas* menuju mesin). Terdapat 2 (dua) unit penukar panas (HE1 dan HE2) yang digunakan untuk dapat menurunkan suhu yang dihasilkan pada unit gasifikasi. Pada HE1 *syngas* masuk pada suhu 600 °C dipertukarkan panasnya dengan air pada suhu 25 °C sampai suhu *syngas* menjadi 200 °C. selanjutnya pada HE2 suhu *syngas* kembali diturunkan menjadi 40 °C, dimana suhu akhir ini akan digunakan pada proses selanjutnya di bagan T-Engine (*gas engine*). Gambar 4.13 memperlihatkan skema *gas cleaning & conditioning* HE1 dan HE2.



Gambar 4.13 Skema *gas cleaning & conditioning* HE1 dan HE2.

Pengaruh *Air-Fuel Ratio* (AFR) sebesar 0,1 sampai 1,0 suhu 600 °C dan tekanan 1 bar terhadap perubahan *mass flow syngas* pada stream SEP2 menuju HE1 dapat dilihat pada Gambar 4.14 dan Tabel 4.8.



Gambar 4.14 Pengaruh Air-Fuel Ratio (AFR) terhadap perubahan *mass flow syngas* pada stream SEP2 ke HE1 suhu 600 °C.

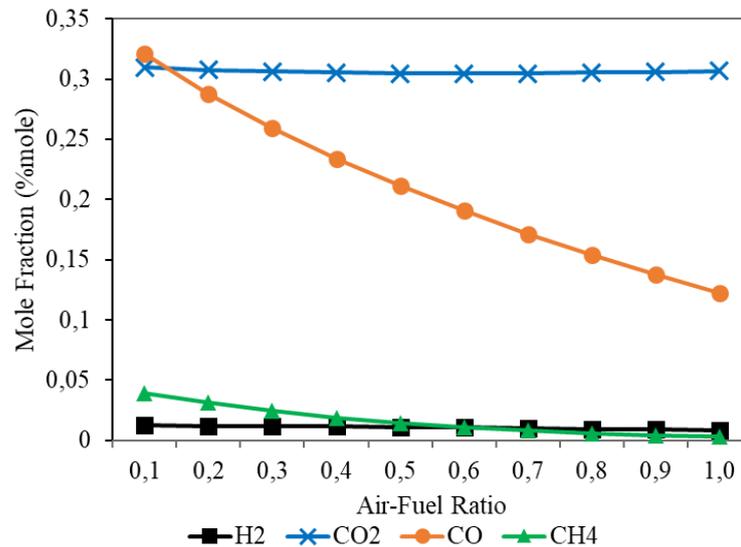
Gambar 4.14 memperlihatkan bahwa meningkatnya komposisi *air-fuel ratio* dari 0,1 – 1,0 pada separator (SEP2) menuju *heat exchanger* (HE1), maka terjadi penurunan laju alir massa CO dan CH₄ sebesar 69% dan 13,2%. Namun sebaliknya terjadi kenaikan laju alir massa H₂ dan CO₂ sebesar 21,4% dan 80,1%.

Tabel 4.8 Mass flow *syngas* pada SEP2 menuju HE1.

Mass Flows	Air-Fuel Ratio									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Total	1746,6	1905,54	2064,47	2223,4	2382,34	2541,27	2700,2	2859,13	3018,07	3177
H2O	43,5007	51,6101	60,2699	69,4797	79,2459	89,5811	100,502	112,029	124,184	136,99
N2	405,112	530,669	656,226	781,783	907,34	1032,9	1158,45	1284,01	1409,57	1535,13
O2	1,48E-22	1,97E-22	2,59E-22	3,39E-22	4,42E-22	5,75E-22	7,49E-22	9,81E-22	1,29E-21	1,72E-21
NO2	5,60E-28	8,19E-28	1,16E-27	1,59E-27	2,16E-27	2,92E-27	3,92E-27	5,27E-27	7,11E-27	9,64E-27
NO	4,37E-15	5,78E-15	7,37E-15	9,20E-15	1,13E-14	1,38E-14	1,66E-14	2,01E-14	2,41E-14	2,90E-14
S	0,177553	0,144893	0,118707	0,097333	0,079664	0,064933	0,052599	0,042264	0,033628	0,026455
O2S	106,199	106,264	106,316	106,359	106,394	106,424	106,449	106,469	106,486	106,501

Mass Flows	Air-Fuel Ratio									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
O3S	3,45E-10	3,82E-10	4,23E-10	4,67E-10	5,16E-10	5,72E-10	6,36E-10	7,10E-10	7,96E-10	8,98E-10
H2	21,393	22,9212	24,222	25,2798	26,0807	26,6135	26,8698	26,8457	26,5427	25,968
C	7,99E-32	7,06E-32	6,23E-32	5,48E-32	4,80E-32	4,17E-32	3,59E-32	3,06E-32	2,57E-32	2,14E-32
CO2	541,146	586,467	632,27	678,725	725,954	774,034	822,992	872,795	923,346	974,481
CO	560,132	548,208	534,826	519,768	502,865	484	463,111	440,208	415,378	388,796
ASH	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	68,9431	59,2516	50,2197	41,91	34,3745	27,6529	21,7704	16,7337	12,5276	9,11221

Pengaruh *Air-Fuel Ratio* (AFR) sebesar 0,1 sampai 1,0 suhu 600 °C dan tekanan 1 bar terhadap perubahan fraksi mol *syngas* pada *stream* SEP2 menuju HE1 dapat dilihat pada Gambar 4.15 dan Tabel 4.9.



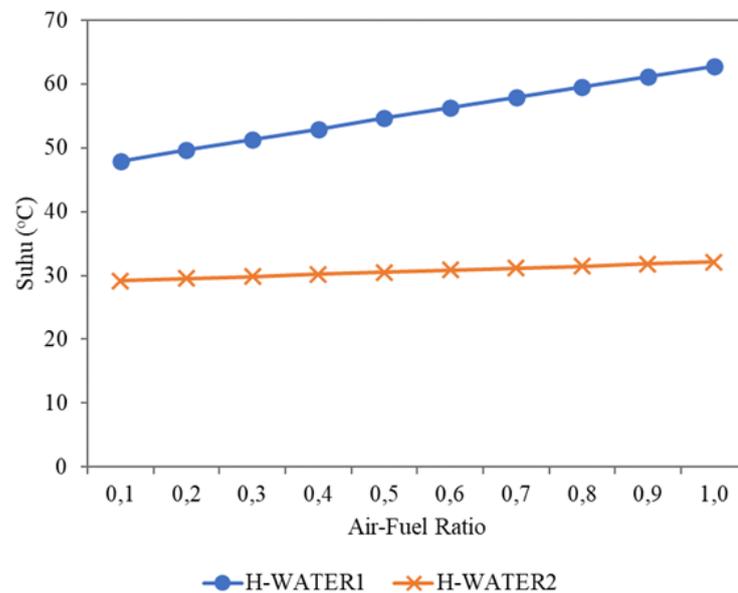
Gambar 4.15 Pengaruh Air-Fuel Ratio (AFR) terhadap perubahan mass fractions *syngas* pada *stream* SEP2 ke HE1 suhu 600 °C.

Gambar 4.15 memperlihatkan bahwa meningkatnya komposisi *air-fuel ratio* dari 0,1 – 1,0 pada separator (SEP2) menuju *heat exchanger* (HE1), maka terjadi penurunan pada semua komponen *syngas* yaitu pada H₂ sebesar 66,7%, CO₂ sebesar 99%, CO sebesar 38,2%, dan pada CH₄ sebesar 7,3%.

Tabel 4.9 Mass fractions *syngas* pada SEP2 menuju HE1.

Mass Fractions	Air-Fuel Ratio									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
H2O	0,024906	0,027084	0,029194	0,031249	0,033264	0,035251	0,03722	0,039183	0,041147	0,043119
N2	0,231943	0,278488	0,317867	0,351616	0,380862	0,40645	0,429025	0,449091	0,467043	0,4832
O2	8,46E-26	1,03E-25	1,26E-25	1,52E-25	1,85E-25	2,26E-25	2,77E-25	3,43E-25	4,28E-25	5,41E-25
NO2	3,21E-31	4,30E-31	5,60E-31	7,16E-31	9,09E-31	1,15E-30	1,45E-30	1,84E-30	2,36E-30	3,03E-30
NO	2,50E-18	3,03E-18	3,57E-18	4,14E-18	4,75E-18	5,42E-18	6,16E-18	7,01E-18	7,99E-18	9,13E-18
S	0,000102	7,60E-05	5,75E-05	4,38E-05	3,34E-05	2,56E-05	1,95E-05	1,48E-05	1,11E-05	8,33E-06
O2S	0,060803	0,055766	0,051498	0,047836	0,04466	0,041878	0,039423	0,037238	0,035283	0,033522
O3S	1,98E-13	2,01E-13	2,05E-13	2,10E-13	2,17E-13	2,25E-13	2,36E-13	2,48E-13	2,64E-13	2,83E-13
H2	0,012248	0,012029	0,011733	0,01137	0,010948	0,010473	0,009951	0,009389	0,008795	0,008174
C	4,57E-35	3,70E-35	3,02E-35	2,47E-35	2,01E-35	1,64E-35	1,33E-35	1,07E-35	8,53E-36	6,73E-36
CO2	0,309828	0,30777	0,306263	0,305264	0,304724	0,304586	0,304789	0,305266	0,30594	0,30673
CO	0,320698	0,287692	0,259062	0,233771	0,211081	0,190456	0,17151	0,153965	0,13763	0,122378
ASH	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0,039473	0,031094	0,024326	0,01885	0,014429	0,010882	0,008063	0,005853	0,004151	0,002868

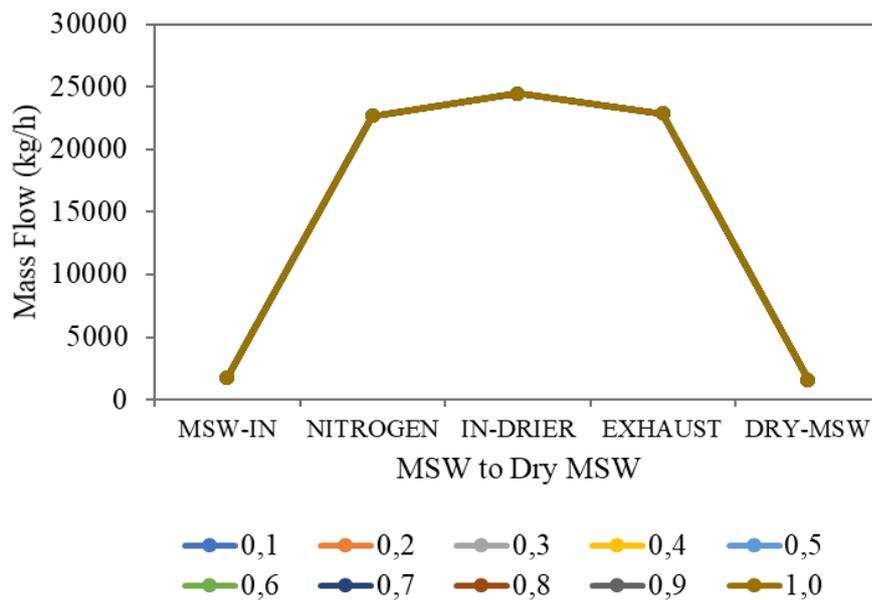
Pengaruh *air-fuel ratio* (AFR) sebesar 0,1 sampai 1,0 suhu 600 °C dan tekanan 1 bar pada HE1 menuju HE2 dapat dilihat pada Gambar 4.16.



Gambar 4.16 Pengaruh Air-Fuel Ratio (AFR) terhadap suhu pada HE1 dan HE2.

Gambar 4.16 memperlihatkan bahwa terjadi penurunan suhu *syngas* setelah melalui *heat exchanger* (HE1) menuju ke HE2 dimana fluida kerjanya adalah air. Air masuk dan keluar pada HE1 dan HE2 digunakan untuk menurunkan suhu pada *syngas* dari 600 °C ke 200 °C dan dari 200 °C ke 40 °C, sehingga semakin meningkat perubahan nilai *air-fuel ratio* maka suhu keluar dari HE1 sebesar 30,85% dan HE2 sebesar 9,94%.

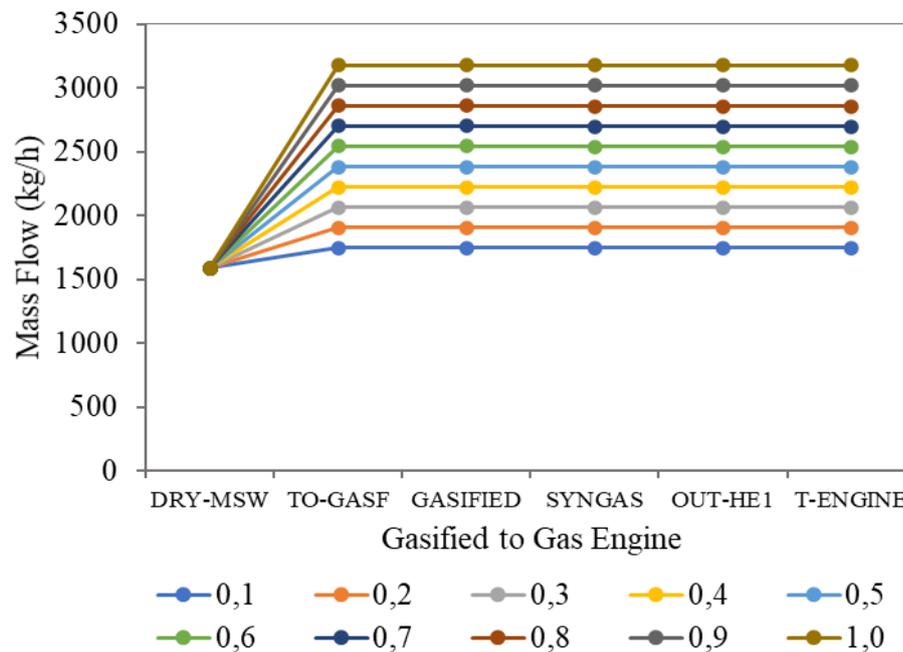
Pengaruh perubahan laju alir massa MSW sampai ke pengering terhadap *air-fuel ratio* (AFR) sebesar 0,1 sampai 1,0 suhu 600 °C dan tekanan 1 bar dapat dilihat pada Gambar 4.17.



Gambar 4.17 Perubahan mass flow MSW sampai Dry MSW.

Gambar 4.17 memperlihatkan bahwa terjadi perubahan laju alir massa karena adanya penambahan N₂. Namun ketika masuk ke proses gasifikasi, ash telah terpisah dari *syngas* sehingga laju alir massa *syngas* tidak terjadi perubahan menuju *gas engine*.

Pengaruh perubahan laju alir massa *syngas* dari *gasifier* sampai ke *gas engine* terhadap *air-fuel ratio* (AFR) pada 0,1 sampai 1,0 suhu 600 °C dan tekanan 1 bar dapat dilihat pada Gambar 4.18.

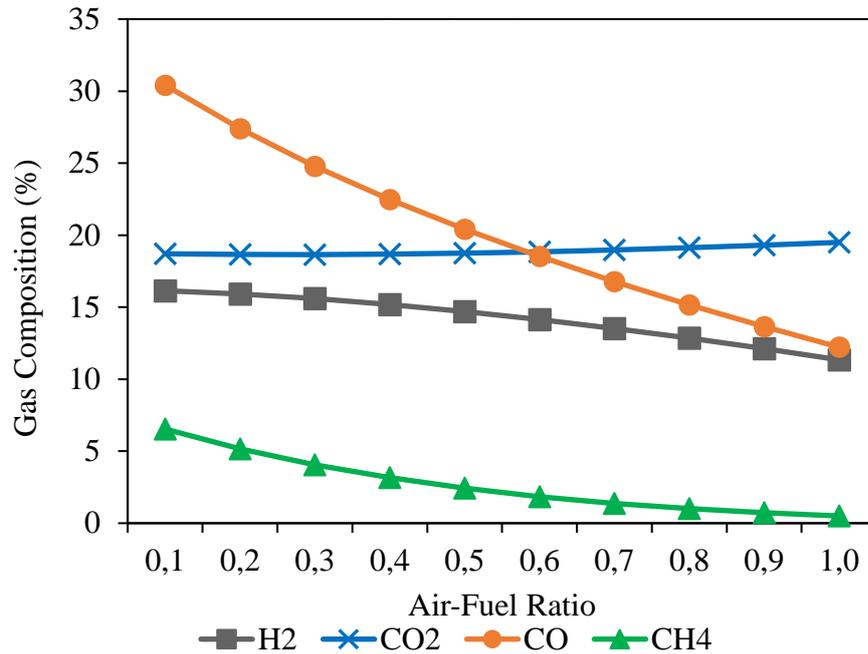


Gambar 4.18 Perubahan *mass flow syngas Gasifier* sampai *Gas engine*.

Gambar 4.18 memperlihatkan bahwa tidak ada perubahan laju alir massa *syngas* dari HE1 sampai menuju *gas engine*, sehingga kesetimbangan massa di HE2-ENGINE tercapai setelah ash telah dipisahkan dengan nilai persen mole H_2 , CO_2 , CO dan CH_4 sebesar 15,5965%; 18,6481 %; 24,7842 % dan 4,06327%. Nilai akhir pada *gas engine* akan dibahas dalam sub bab berikutnya. Nilai *air-fuel ratio* 0,3 akan digunakan sebagai referensi untuk analisis simulasi *gas engine*.

4.3 Pengaruh Rasio Udara-Bahan Bakar (*Air-Fuel Ratio*)

Rasio udara-bahan bakar didefinisikan sebagai perbandingan jumlah udara yang dibutuhkan sejumlah unit bahan bakar dalam proses pembakaran. Pengaruh *air-fuel ratio* (AFR) dari 0,1 – 1,0 suhu *gasifier* 600 °C terhadap komposisi *syngas* dapat dilihat Gambar 4.19.



Gambar 4.19 Pengaruh *air-fuel ratio* (AFR) pada suhu *gasifier* 600 °C terhadap komposisi *syngas*

Gambar 4.19 memperlihatkan bahwa persentase CO₂ meningkat dari 18,7034% menjadi 19,5019% (peningkatan sebesar 0,7985%) seiring meningkatnya rasio udara-bahan bakar. Persentase CO turun dari 30,4177% menjadi 12,2152% setelah rasio bahan bakar udara meningkat secara bertahap 0,1 menjadi 1,0. Persentase H₂ turun dari 16,1422% menjadi 11,3456% (penurunan sebesar 4,7966%) sedangkan CH₄ juga turun dari 6,53683% menjadi 0,50026%. Dalam reaksi udara-gas, C bereaksi dengan *steam* dan menghasilkan komponen *syngas*: CO dan H₂. Secara berurutan, reaksi pergeseran CO menghasilkan CO₂ dan H₂ yang bereaksi dengan *steam* dan CO. Perbandingan udara bahan bakar sangat berpengaruh pada komposisi *syngas* yang dihasilkan, karena udara berperan dalam proses pembakaran di dalam *gasifier*. Secara umum variasi peningkatan suhu reaktor dapat meningkatkan kualitas produksi *syngas* (H₂, CO, CH₄). Gambar 4.20 memperlihatkan bahwa AFR 0,3 merupakan pemodelan gasifikasi pada rasio udara-

bahan bakar 0,1 – 1,0 merujuk pada beberapa jurnal terkait (dapat dilihat Tabel 4.10).

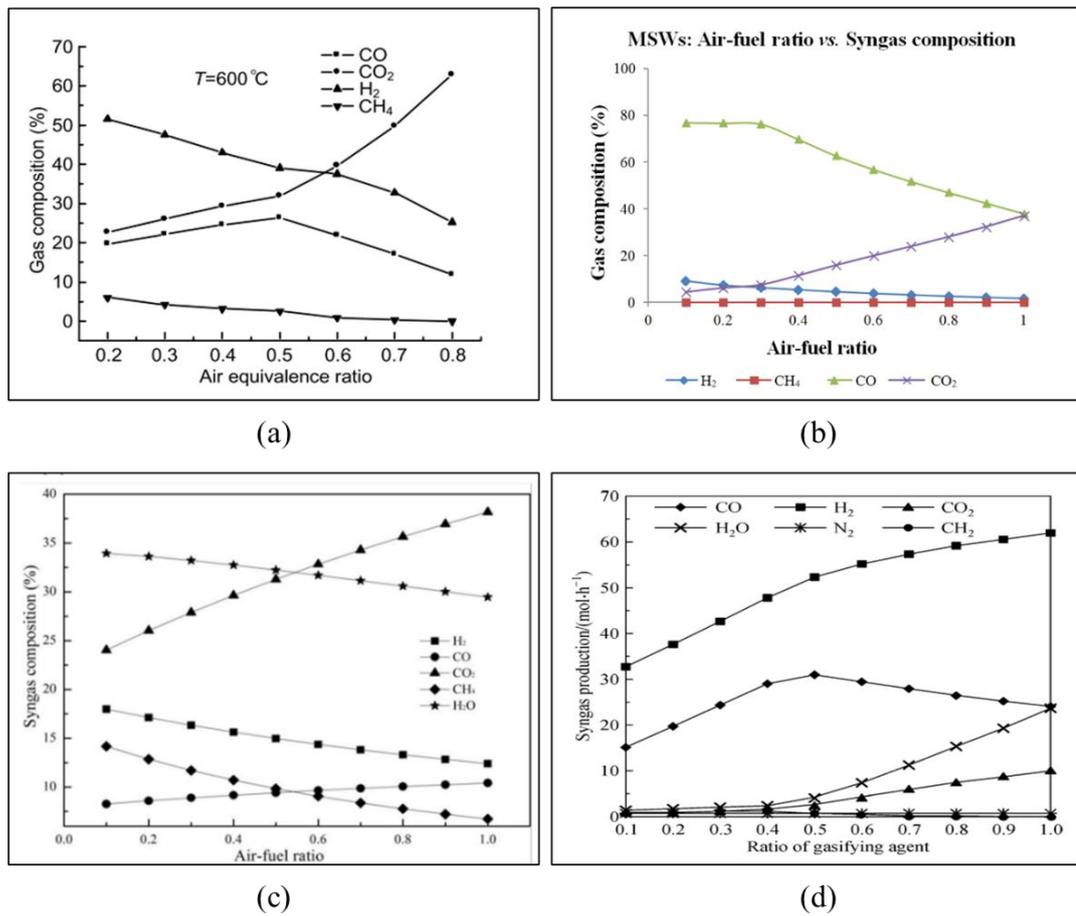
Tabel 4.10 Rasio laju alir udara dan bahan bakar air-fuel ratio (AFR).

Mole Fractions	Air-Fuel Ratio									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
H ₂ O	3,67291	4,0105	4,34251	4,67149	4,9998	5,3296	5,66279	6,001	6,34554	6,69734
N ₂	21,997	26,5192	30,4066	33,8032	36,8146	39,5193	41,9767	44,232	46,3194	48,2648
O ₂	7,0E-24	8,6E-24	1,1E-23	1,3E-23	1,6E-23	1,9E-23	2,4E-23	3,0E-23	3,7E-23	4,7E-23
NO ₂	1,9E-29	2,5E-29	3,3E-29	4,2E-29	5,3E-29	6,8E-29	8,7E-29	1,1E-28	1,4E-28	1,8E-28
NO	2,2E-16	2,7E-16	3,2E-16	3,7E-16	4,3E-16	4,9E-16	5,6E-16	6,4E-16	7,4E-16	8,5E-16
S	0,00842	0,00633	0,00481	0,00368	0,00282	0,00217	0,00167	0,00127	0,00097	0,00073
O ₂ S	2,52148	2,32205	2,15408	2,01092	1,88763	1,78049	1,68662	1,60376	1,5301	1,46415
O ₃ S	6,6E-12	6,7E-12	6,9E-12	7,1E-12	7,3E-12	7,7E-12	8,1E-12	8,6E-12	9,2E-12	9,9E-12
H₂	16,1422	15,9176	15,5965	15,1896	14,7052	14,15	13,53	12,8513	12,1206	11,3456
CL ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C	1,0E-32	8,2E-33	6,7E-33	5,5E-33	4,5E-33	3,7E-33	3,0E-33	2,5E-33	2,0E-33	1,6E-33
CO₂	18,7034	18,6551	18,6481	18,6803	18,7489	18,8508	18,982	19,1381	19,3134	19,5019
CO	30,4177	27,3987	24,7842	22,4765	20,4056	18,5202	16,7827	15,1661	13,6511	12,2252
CH₄	6,53683	5,17041	4,06327	3,1643	2,43542	1,84748	1,37748	1,00658	0,71884	0,50026

Validasi pemodelan gasifikasi pengaruh *air-fuel ratio* (AFR) sampah padat kota (MSW) pada suhu 600 °C dibandingkan dengan beberapa jurnal terkait dapat dilihat pada Gambar 4.20.

Gambar 4.20(a), Chen, et al., mengamati rasio ekivalensi udara divariasikan antara rentang 0,2-0,8 dengan memvariasikan *fluks* udara untuk menjaga *fluks* MSW konstan. Pengaruh rasio ekivalensi udara terhadap komposisi gas pada suhu *gasifier* 600 °C. Kandungan H₂ menurun seiring dengan meningkatnya rasio udara. Kandungan CO₂ dan CO meningkat, sementara rasio ekivalensi udara naik dari 0,2 menjadi 0,5, dan seiring dengan meningkatnya rasio, maka kandungan CO turun sementara kandungan CO₂ menunjukkan tren yang berlawanan. Konsentrasi CO mencapai maksimum 26% pada rasio ekivalensi udara 0,3. Kandungan CO₂ dan CO meningkat ketika rasio naik dalam kisaran yang lebih rendah. Rasio ekivalen yang

lebih tinggi menunjukkan bahwa lebih banyak pasokan oksigen dalam reaktor dan akibatnya terjadi reaksi oksidasi, hal ini menyebabkan penurunan kandungan CO dan peningkatan kandungan CO₂ serta penurunan kandungan CH₄ [24].



Gambar 4.20 Validasi pemodelan gasifikasi pada pengaruh *air-fuel ratio* (AFR) terhadap komposisi *syngas* dari beberapa peneliti [23]–[25], [27].

Gambar 4.20(b), Begum, et al., menganalisis komposisi *syngas* yang dihasilkan dari gasifikasi MSW. Persentase CO₂ meningkat dari 10% menjadi 40% dengan meningkatnya rasio udara-bahan bakar dan persentase CO turun dari 75% menjadi 40% setelah rasio udara-bahan bakar meningkat dari 0,3 menjadi 1,0. Terlihat juga bahwa persentase H₂ menurun (10% menjadi 2%), sedangkan CH₄

tidak berubah dengan perbandingan udara-bahan bakar pada suhu reaktor 700 °C [27].

Gambar 4.20(c), L. Erping, et al., menunjukkan pengaruh rasio udara-bahan bakar pada *syngas* di bawah 900 °C. Persentase CO₂ meningkat dari 24% menjadi 38,1% dan CH₄ menurun dari 14,2% menjadi 6,7% ketika rasio udara-bahan bakar meningkat dari 0,1 menjadi 1. Konsentrasi H₂ menurun dari 18% menjadi 12,4% dengan meningkatnya rasio udara-bahan bakar, tetapi CO konsentrasi meningkat sebesar 2,2%. Peningkatan rasio udara-bahan bakar menguntungkan reaksi oksidasi tetapi mengurangi kandungan gas mampu bakar (CO, CH₄, dan H₂) [23].

Gambar 4.20(d), Na Deng, et al., mengasumsikan suhu gasifikasi adalah 800 °C, *gasifying agent* adalah uap air yang rasionya berubah dari 0,1 menjadi 1. Meningkatnya rasio *gasifying agent*, *yield* H₂ meningkat secara bertahap. Persentase CO meningkat dengan cepat sampai rasio *gasifying agent* sebesar 0,4. Kemudian meningkat perlahan dan mulai menurun ketika rasio *gasifying agent* sebesar 0,5. CO₂ dan H₂O ketika rasio lebih tinggi dari 0,4. Namun, N₂ dan CH₄ tetap stabil dari awal hingga akhir. Injeksi uap air terutama mempengaruhi reaksi *water-gas*. Oleh karena itu, hasil CO dan H₂ meningkat, dan komposisi lainnya sedikit berubah. Ketika rasio *gasifying agent* lebih tinggi dari 0,4, kelebihan uap air bereaksi dengan CO untuk menghasilkan CO₂ dan H₂. Oleh karena itu, hasil CO₂ meningkat secara signifikan dan CO menurun [25].

Data validasi dari beberapa peneliti terkait gasifikasi MSW menggunakan reaktor gasifikasi *fixed bed downdraft gasifier* terhadap komposisi *syngas* dapat dilihat pada Tabel 4.11.

Tabel 4.11 Validasi gasifikasi MSW terhadap komposisi *syngas*

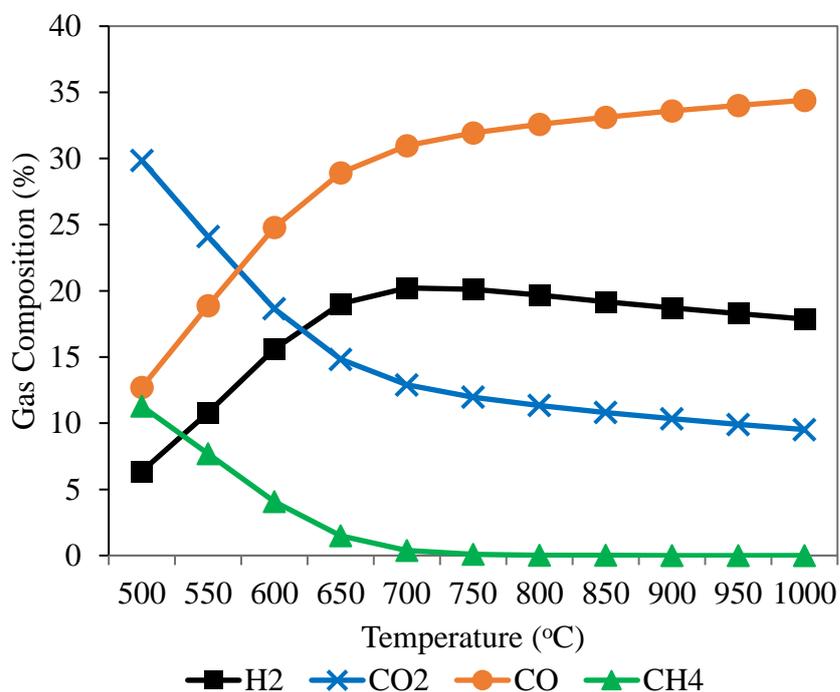
Parameter	Unit	Riset saat ini	[27]	[23]	[24]	[19]	[25]
Moisture Content	%	20	12	51,27	48	25	24
Proximate analysis (dry basis)							
volatile matter	wt %	56,85	38,29	54,37	46,15	79,85	59,8
fixed carbon	wt %	9,78	15,47	24	7,7	19,031	12

Parameter	Unit	Riset saat ini	[27]	[23]	[24]	[19]	[25]
ash	wt %	33,37	46,24	21,63	46,15	1,119	28
Ultimate analysis (dry basis)							
C	wt %	39,21	36,4	40,44	30,77	49,817	42
H	wt %	5,53	4,97	4,75	4,62	5,556	6,2
O	wt %	20,86	10,15	21,13	17,3	43,425	20,8
N	wt %	0,73	1,44	0,94	0,77	0,078	2,6
S	wt %	0,31	0,802	1,72	0,39	0,005	0,4
Ash	wt %	33,37	46,24	21,63	46,15	1,119	28
Temperature	deg C	600	700	900	600	650	800
Syngas Composition							
H ₂	%	15,6	5,2	16,5	40,0	18,29	51,72
CO	%	24,8	18,5	9,0	24,0	21,31	29,48
CO ₂	%	18,6	7,75	28,5	32,0	11,36	1,35
CH ₄	%	4,06	1,32	12,0	4,0	0,2	1,14
The gasification agent		0,3		0,4	0,5		0,4

Tabel 4.11 memperlihatkan perbandingan terhadap hasil analisis simulasi dari beberapa jurnal terkait. Terlihat bahwa perbedaan hasil penelitian terhadap komposisi *syngas* rata-rata dari S. Begum et al. [27], dengan perbedaan hasilnya sebesar 7,57% dan dari penelitian J. Han et al., [19] perbedaan hasilnya sebesar 4,32%.

4.4 Pengaruh Suhu Reaktor

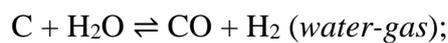
Suhu reaktor pada proses gasifikasi MSW dengan *fixed bed downdraft gasifier* divariasikan dari 500 °C sampai 1000 °C. Pengaruh suhu *gasifier* terhadap komposisi *syngas* dapat dilihat pada Gambar 4.21.



Gambar 4.21 Pengaruh perubahan suhu *gasifier* terhadap komposisi *syngas*

Gambar 4.21 memperlihatkan bahwa pada suhu 500 °C karbon yang terdapat pada MSW tidak dimanfaatkan sepenuhnya sehingga produksi *syngas* kecil, tetapi dengan meningkatnya suhu maka lebih banyak karbon yang teroksidasi dan laju konversi meningkat. Menurut reaksi *Boudouard*, ketika suhu *gasifier* meningkat, fraksi mol karbon monoksida meningkat dan fraksi mol karbon dioksida menurun. Reaksi *water-gas* menunjukkan bahwa suhu tinggi meningkatkan produksi karbon monoksida dan hidrogen. Menurut reaksi metanasi (R6) fraksi mol metana dalam *syngas* berkurang dan fraksi hidrogen meningkat dengan kenaikan suhu. Pada suhu yang lebih tinggi dimulai suhu 650 °C, hasil H₂ dan CO mulai berkurang. Produksi metana menurun pada suhu di atas 650 °C. Pada suhu dibawah 600 °C, CH₄ tidak maksimal karena C pada MSW tidak bereaksi semua sehingga *syngas* yang dihasilkan tidak optimal. Dengan meningkatnya suhu, C yang terkandung dalam MSW teroksidasi semua sehingga menghasilkan *syngas* yang optimal.

Terkait pada reaksi $C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$ (*water-gas*); menyiratkan bahwa pengaruh suhu dapat meningkatkan produksi CO dan H₂. Konsentrasi H₂ dan CO meningkat karena terjadi reaksi endoterm sehingga membutuhkan panas ke sistem dan terjadi reaksi:



Konsentrasi CO₂ turun karena terjadi reaksi eksoterm dan terjadi reaksi:



Konsentrasi CO₂ turun seiring meningkatnya suhu. Hal ini karena reaksi endotermik sehingga terjadi reaksi: $C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$ (*Boudouard*) reaksi lebih dominan ke arah kanan, sehingga menghasilkan peningkatan CO dan menurunkan CO₂.

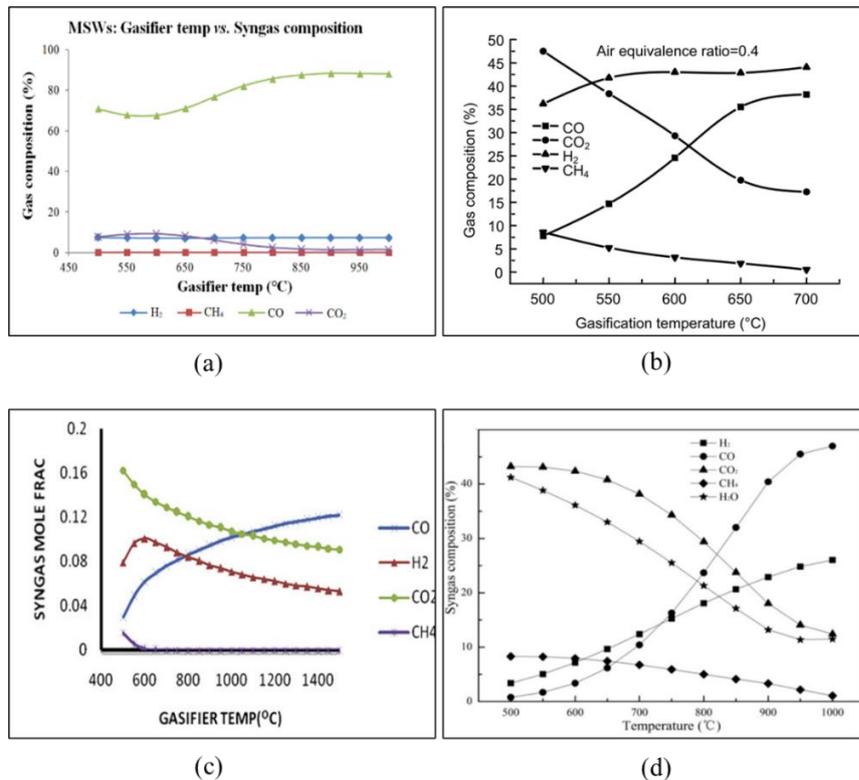
Suhu gasifikasi mengontrol kesetimbangan reaksi kimia [18]. Pada rasio udara-bahan bakar 0,3 dan suhu *gasifier* divariasikan dari 500 °C hingga 1000 °C, maka komposisi CO meningkat dari 12,71% ke 34,41% pada peningkatan suhu *gasifier* setelah 650 °C, namun sebaliknya CO₂ turun dari 29,86% ke 9,52%. H₂ juga mengalami kenaikan nilai komposisinya dari 6,37% ke 17,87% dan CH₄ turun nilai fraksi molnya dari 11,28% ke 0,1% namun mendekati suhu 800°C dan seterusnya kurva cenderung datar dengan meningkatnya suhu *gasifier* seperti terlihat pada Tabel 4.12.

Tabel 4.12 Komposisi *syngas* untuk berbagai variasi suhu pada AFR 0,3.

Mole Fraction	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
H ₂ O	2,88126	3,76656	4,34251	4,71425	5,15780	5,69873	6,24683	6,76475	7,24434	7,68556	8,09063

Mole Fraction	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
N2	34,4668	32,4434	30,4066	28,9614	28,3408	28,1732	28,1344	28,1250	28,1225	28,1217	28,1214
O2	4,2E-22	2,7E-20	1,1E-23	3,3E-17	9,7E-18	2,4E-14	4,5E-14	6,7E-17	7,8E-16	7,4E-15	5,9E-14
NO2	7,9E-28	6,5E-26	3,3E-29	1,3E-22	4,6E-21	1,4E-19	3,1E-18	5,3E-22	7,2E-21	7,8E-20	7,1E-19
NO	1,4E-13	2,5E-12	3,2E-16	3,4E-10	3,4E-09	2,9E-08	2,1E-07	1,2E-11	6,4E-11	2,9E-10	1,1E-09
S	45,9698	162,298	0,00481	0,01074	0,01721	0,02274	0,02820	0,03417	0,04083	0,04825	0,05643
O2S	2,44670	2,30188	2,15408	2,04553	1,99501	1,97757	1,96936	1,96272	1,95588	1,94841	1,94021
O3S	9,0E-08	2,6E-07	6,9E-12	1,8E-06	4,8E-07	1,3E-05	3,3E-05	7,9E-10	1,7E-09	3,5E-09	6,8E-09
H2	6,36726	10,8094	15,5965	19,0300	20,2204	20,1209	19,6748	19,1817	18,7088	18,2696	17,8652
CL2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C	6,4E-33	3,1E-30	6,7E-33	6,9E-26	3,6E-24	1,1E-23	2,5E-21	4,2E-25	5,6E-24	6,0E-23	5,3E-22
CO2	29,8458	24,1064	18,6481	14,8195	12,8994	11,9672	11,3370	10,8084	10,3360	9,90781	9,51851
CO	12,7095	18,8859	24,7842	28,9249	30,9790	31,9475	32,5860	33,1167	33,5896	34,0180	34,4073
CH4	11,2823	7,68478	4,06327	1,49366	0,39032	0,09221	0,02333	0,00658	0,00206	0,00071	0,00027

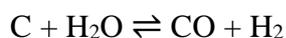
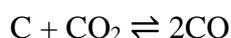
Gambar 4.22 memperlihatkan beberapa jurnal terkait pengaruh variasi suhu gasifier terhadap perubahan komposisi syngas.



Gambar 4.22 Validasi pengaruh variasi suhu terhadap komposisi syngas dari beberapa peneliti [23], [24], [26], [27]

Gambar 4.22(a) memperlihatkan pengaruh suhu *gasifier* MSW, bahwa konsentrasi CO meningkat (75% sampai 90%) dengan meningkatnya suhu *gasifier* setelah diatas suhu 650 °C, namun sebaliknya CO₂ turun. Untuk H₂ dan CH₄ dengan meningkatnya suhu terlihat tidak terlalu signifikan mengalami perubahan konsentrasi [23].

Gambar 4.22(b) memperlihatkan pengaruh suhu *gasifier* MSW (rasio udara-bahan bakar: 0,4), bahwa ketika suhu *gasifier* naik dari 500 menjadi 550 °C, konsentrasi H₂ sebesar 35%-44%, dan konsentrasi H₂ tidak berubah signifikan dari suhu 550 menjadi 700 °C. Sementara di sisi lain, CH₄ turun dengan meningkatnya suhu. Selain itu, CO meningkat secara signifikan saat suhu *gasifier* meningkat, sementara CO₂ menurun [24]. Secara umum, dapat dinyatakan bahwa reaksi endotermik lebih diunggulkan, karena kondisi keseimbangan bergeser ke arah pembentukan produk saat suhu meningkat. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Gambar 4.22(c) memperlihatkan pengaruh suhu *gasifier* MSW (rasio udara-bahan bakar: 0,3), bahwa suhu *gasifier* divariasikan dari 500 °C sampai 1000 °C. Pada suhu yang sangat rendah (400 °C) karbon yang ada dalam biomassa tidak dimanfaatkan sepenuhnya sehingga produksi *syngas* tidak maksimal tetapi dengan meningkatnya suhu, karbon yang teroksidasi dan laju konversi meningkat. Pada suhu rendah, baik karbon yang tidak terbakar dan metana terdapat dalam *syngas*, tetapi seiring dengan peningkatan suhu, karbon diubah menjadi karbon monoksida sesuai dengan reaksi *Boudouard*. Metana diubah menjadi hidrogen melalui reaksi metanasi. Hal ini menghasilkan peningkatan suhu operasi *gasifier*, sehingga terbentuk produksi hidrogen dan karbon monoksida, akibatnya nilai kalor gas meningkat. Menurut reaksi *Boudouard*, ketika suhu *gasifier* meningkat, fraksi mol karbon monoksida meningkat dan fraksi mol karbon dioksida menurun. Reaksi (*water-gas*) menunjukkan bahwa pada suhu tinggi produksi karbon monoksida

meningkat dan hidrogen turun. Menurut reaksi metanasi, fraksi mol metana dalam *syngas* berkurang dan fraksi hidrogen meningkat dengan kenaikan suhu sebesar 600 °C.

Gambar 4.22(d) memperlihatkan pengaruh suhu *gasifier* untuk bahan baku MSW (rasio udara-bahan bakar: 0,3), bahwa konsentrasi H₂ dan CO meningkat secara signifikan ketika suhu meningkat, sementara konsentrasi CO₂ dan H₂O menurun. Di sisi lain, konsentrasi CH₄ menurun dari 8,2% menjadi 1,1% dengan meningkatnya suhu [23].

4.5 Analisis Nilai Kalor ditinjau dari *Low Heating Value (LHV) Syngas*

Berdasarkan komposisi senyawa dalam *syngas* (H₂, CO₂, CO dan CH₄) maka nilai kalor untuk LHV *syngas* dapat dihitung mengikuti persamaan 2.3 sebagai berikut:

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

Keterangan:

Y_i = konsentrasi gas yang terbakar (CO, CH₄, dan H₂) kg/m³

LHV_i = nilai kalor dari gas mampu bakar (CO, CH₄, dan H₂)

Berikut ini adalah perhitungan untuk nilai LHV dengan menggunakan data dari komposisi *syngas* pada AFR 0,3;

$$\begin{aligned} \text{LHV}_{\text{syngas}} &= \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \text{LHV}_i) \\ &= \sum_{i=1}^n \{(0,247842 \times 12633 \text{ kJ/m}^3) + (0,155965 \times 10783 \text{ kJ/m}^3) \\ &\quad + (0,0406327 \times 35883 \text{ kJ/m}^3)\} \end{aligned}$$

$$= \sum_{i=1}^n \{(3130,988 \text{ kJ/m}^3) + (1681,771 \text{ kJ/m}^3) + (1458,023 \text{ kJ/m}^3)\}$$

$$\text{LHV}_{\text{syngas}} = 6270,782 \text{ kJ/m}^3$$

Nilai kalor bawah (*Low Heating Value /LHV*) dari masing- masing gas mampu bakar pada AFR 0,3 dapat dilihat pada Tabel 4.13.

Tabel 4.13 Nilai LHV dari senyawa gas mampu bakar dengan AFR 0,3 [66][35].

Gas mampu bakar	LHV _i (kJ/m ³)	Y _i	LHV _{syngas} (kJ/kg)
<i>Carbon monoxide</i> (CO)	12633	0,247842	3130,988
<i>Hydrogen</i> (H ₂)	10783	0,155965	1681,771
<i>Methane</i> (CH ₄)	35883	0,0406327	1458,023

Nilai kalor bawah (*Low Heating Value/LHV*) dari masing- masing gas mampu bakar pada AFR 0,3 dimana nantinya akan terdapat dua nilai LHV untuk tiap variasi AFR. Hal ini disebabkan karena perhitungan untuk mencari LHV menghasilkan satuan kJ/m³ sedangkan untuk perhitungan selanjutnya dibutuhkan LHV dengan satuan kJ/kg, oleh karena itu diperlukan massa jenis *syngas* untuk mengkonversi satuan tersebut. Untuk mendapatkan massa jenis *syngas* maka digunakan perhitungan sebagai berikut:

$$\rho_{\text{syngas}} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \rho_{i\text{-gas}})$$

Keterangan:

Y_i = konsentrasi senyawa gas dalam *syngas* (CO, CH₄, CH₂, CO₂, O₂, N₂)

ρ_{i-gas} = massa jenis senyawa gas dalam *syngas*

Besarnya massa jenis *syngas* ditentukan oleh suhu, dalam hal ini adalah suhu keluaran dari reaktor setelah *syngas* mengalami proses pembersihan di SEP2 (*cyclone* dan *water scrubber*). Berdasarkan suhu yang ada dan Tabel A-4 [71] maka

didapat hasil perhitungan fraksi mol komponen *syngas* seperti terlihat pada Tabel 4.14.

Tabel 4.14 Komposisi gas dan massa jenis. [71]

Komponen	ρ (kJ/m ³) pada T = 300 K	Y_i
N ₂	1,123	0,304066
O ₂	1,284	1,05E-25
H ₂	0,0807	0,155965
CO ₂	1,773	0,186481
CO	1,123	0,247842
CH ₄	0,688	0,040633

Berikut ini adalah perhitungan untuk mencari massa jenis *syngas* pada AFR 0,3 menggunakan persamaan 2.4 yaitu:

$$\rho_{syngas} = \sum_{i=1}^n (Y_i \cdot \rho_{i-gas})$$

$$\rho_{syngas} = \sum_{i=1}^n \{(0,304066 \times 1,123) + (0,00000 \times 1,284) + (0,155965 \times 0,0807) + (0,186481 \times 1,773) + (0,247842 \times 1,123) + (0,040633 \times 0,688)\}$$

$$\rho_{syngas} = 0,9909651701 \text{ kg/m}^3$$

Untuk nilai *lower heating value* pada AFR 0,3 adalah sebagai berikut:

$$\text{LHV}_{syngas} = \frac{6270,782 \text{ kJ/m}^3}{\rho_{syngas}}$$

$$= \frac{6270,782 \text{ kJ/m}^3}{0,9909651701 \text{ kg/m}^3}$$

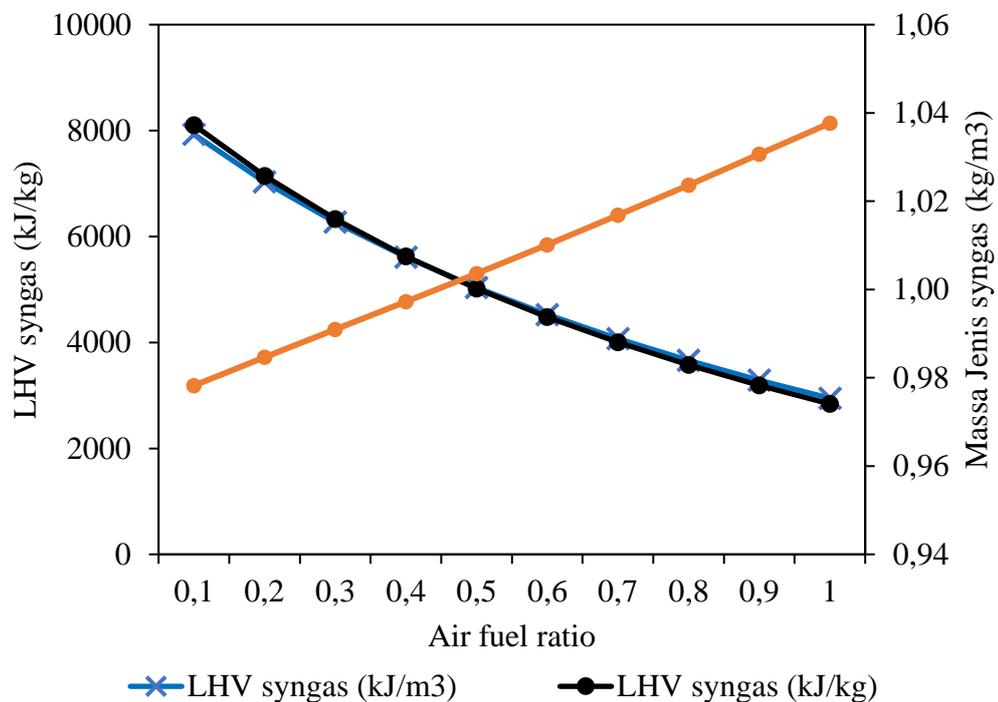
$$\text{LHV}_{syngas} = 6327,954 \text{ kJ/kg}$$

Tabel 4.15 memperlihatkan hasil perhitungan *lower heating value* (LHV) *syngas* untuk variasi *air-fuel ratio* pada 0,1-1,0.

Tabel 4.15 Nilai LHV *syngas* untuk variasi *air-fuel ratio* 0,1-1,0.

	Air-Fuel Ratio									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
LHV <i>syngas</i> (kJ/m ³)	7928,89	7032,97	6270,78	5612,80	5037,40	4528,38	4073,38	3662,88	3289,45	2947,31
ρ <i>syngas</i> (kg/m ³)	0,97823	0,98467	0,99097	0,99725	1,00362	1,01014	1,01681	1,02366	1,03062	1,03767
LHV <i>syngas</i> (kJ/kg)	8105,36	7142,46	6327,95	5628,27	5019,22	4482,93	4006,02	3578,24	3191,71	2840,32

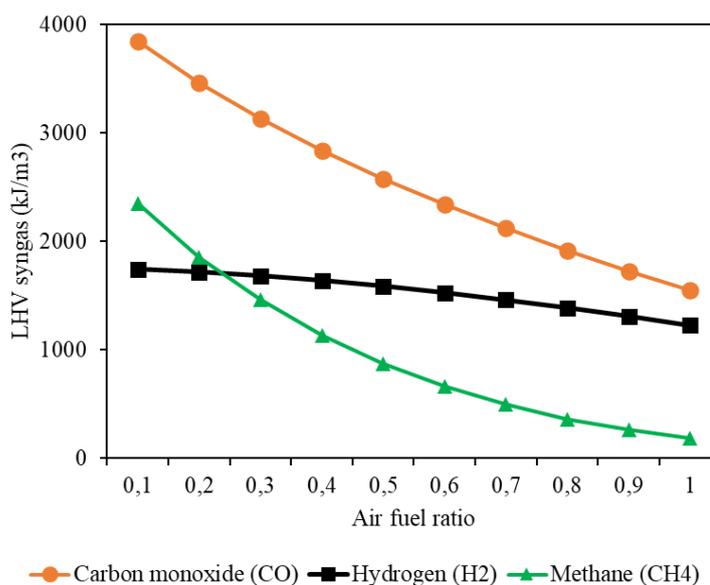
Gambar 4.23 memperlihatkan nilai *lower heating value* (LHV) *syngas* dengan variasi *air-fuel ratio* 0,1-1,0.



Gambar 4.23 Nilai LHV *syngas* untuk variasi *air-fuel ratio* 0,1-1,0.

Gambar 4.23 memperlihatkan bahwa terjadi penurunan nilai LHV *syngas* sebesar 5265,04 kJ/kg atau 35,04%, seiring dengan peningkatan nilai rasio udara-bahan bakar (*air-fuel ratio*). Hal ini disebabkan dari peningkatan nilai rasio udara-bahan bakar akan meningkatkan suplai laju alir massa udara yang masuk ke dalam reaktor gasifikasi, sehingga mempengaruhi proses reaksi kimia pembentukan kandungan gas mampu bakar (*combustible gas*). Proses gasifikasi membutuhkan suplai udara terbatas, maka kandungan gas mampu bakar (CO, H₂, CH₄) akan cenderung menurun, terutama CO dan H₂.

Gambar 4.24 memperlihatkan nilai *lower heating value* (LHV) gas mampu bakar (CO, H₂, dan CH₄) dengan variasi *air-fuel ratio* 0,1-1,0.

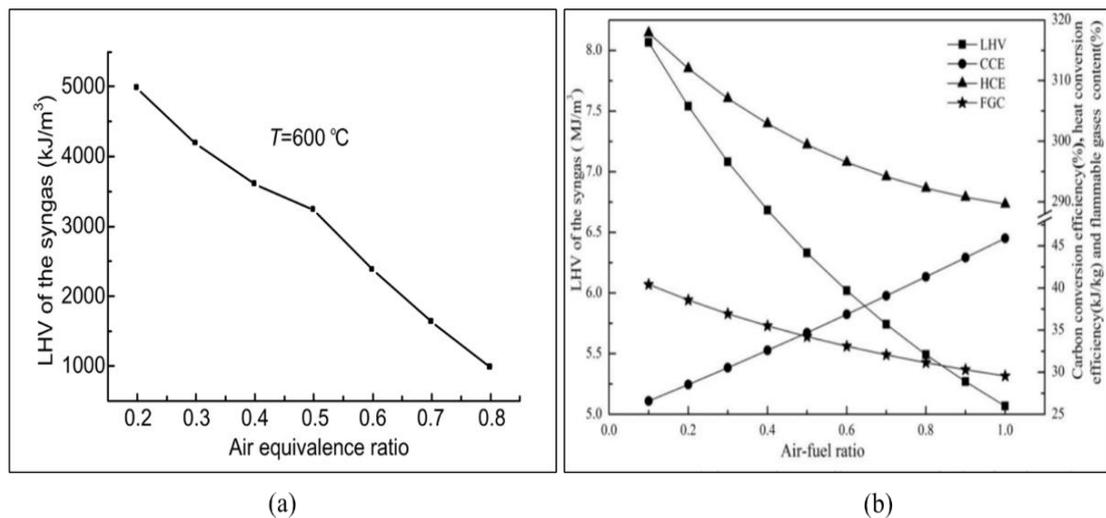


Gambar 4.24 Nilai LHV untuk gas mampu bakar (CO, H₂, dan CH₄) pada AFR 0,1-1,0

Gambar 4.24 memperlihatkan bahwa nilai LHV CO merupakan yang terbesar yaitu sebesar 3842,67 kJ/kg, maka secara signifikan penurunan kandungan CH₄ mengakibatkan penurunan LHV. Hal ini terjadi jika suplai laju alir massa udara meningkat. Sebaliknya gas CO₂, N₂, dan O₂ meningkat seiring dengan peningkatan suplai laju alir massa udara. Proses gasifikasi membutuhkan suplai udara yang

terbatas, sehingga kandungan gas mampu bakar (*combustible gas*) akan cenderung meningkat, jika suplai laju alir massa udara yang dibutuhkan tepat.

Gambar 4.25 memperlihatkan beberapa jurnal terkait perubahan *air-fuel ratio* terhadap nilai *lower heating value (LHV) syngas* pada suhu dan AFR tertentu.



Gambar 4.25 Perubahan *air fuel ratio* terhadap LHV syngas [23], [24]

Gambar 4.25 memperlihatkan bahwa terjadi kemiripan grafik penurunan nilai LHV syngas (kJ/m³). Hal ini dipengaruhi oleh rasio massa udara ke bahan bakar disetiap satuan pembakaran. Rasio minimum udara yang benar-benar dibutuhkan bahan bakar yang cukup tepat untuk membakar bahan bakar disebut sebagai rasio stoikiometrik. Pembakaran bahan bakar membutuhkan rasio stoikiometrik minimum udara ke bahan bakar, sementara gasifikasi membutuhkan rasio udara bahan bakar lebih rendah dari rasio stoikiometri atau disebut semi-stoikiometri. Rasio kesetaraan (*equivalent ratio/ER*) dapat didefenisikan sebagai perbandingan antara rasio udara bahan bakar dari proses gasifikasi dan rasio udara bahan bakar untuk pembakaran yang sempurna. *Equivalent ratio* (ER) yang tinggi akan mengakibatkan nilai kalor bawah (LHV) gas menurun, Karena ER akan terkait dengan AFR dimana hal ini menyebabkan udara yang memasuki ruang bakar akan tinggi sehingga akan menyebabkan penurunan nilai kalor *flammable gas* CO, CH₄,

H₂. Disisi lain, hasil ER rendah mengakibatkan nilai kalor komposisi *flameable* gas naik sehingga nilai kalor bawah gas (LHV gas) akan tinggi [72]. Perbandingan bahan bakar dan udara dalam proses gasifikasi mempengaruhi reaksi yang terjadi dan tentu saja pada kandungan *syngas* yang dihasilkan. Kebutuhan udara pada proses gasifikasi berada di antara batas konversi energi pirolisis dan pembakaran, oleh karena itu dibutuhkan rasio yang tepat jika menginginkan hasil *syngas* yang maksimal.

Erping, et al. dalam penelitiannya, seperti terlihat pada Gambar 4.25(a) menyebutkan bahwa LHV, HCE, dan FGC menurun secara signifikan dengan meningkatnya rasio udara-bahan bakar. Penurunan LHV dan FGC disebabkan oleh meningkatnya nitrogen dan berkurangnya komponen gas mampu bakar H₂ dan CH₄[17-18]. Sedangkan CCE maksimum mencapai 46,0% yang berbanding lurus dengan rasio udara-bahan bakar. Rasio udara-bahan bakar yang lebih tinggi mendorong reaksi oksidasi dan mengurangi jumlah gas mampu bakar. Jadi, untuk mempertahankan LHV, HCE dan FGC dalam *syngas*, maka jumlah oksigen yang dipasok perlu dikendalikan. Mempertimbangkan desain proses, rasio udara-bahan bakar yang sesuai untuk gasifikasi oksigen MSW adalah sekitar 0,4 [23].

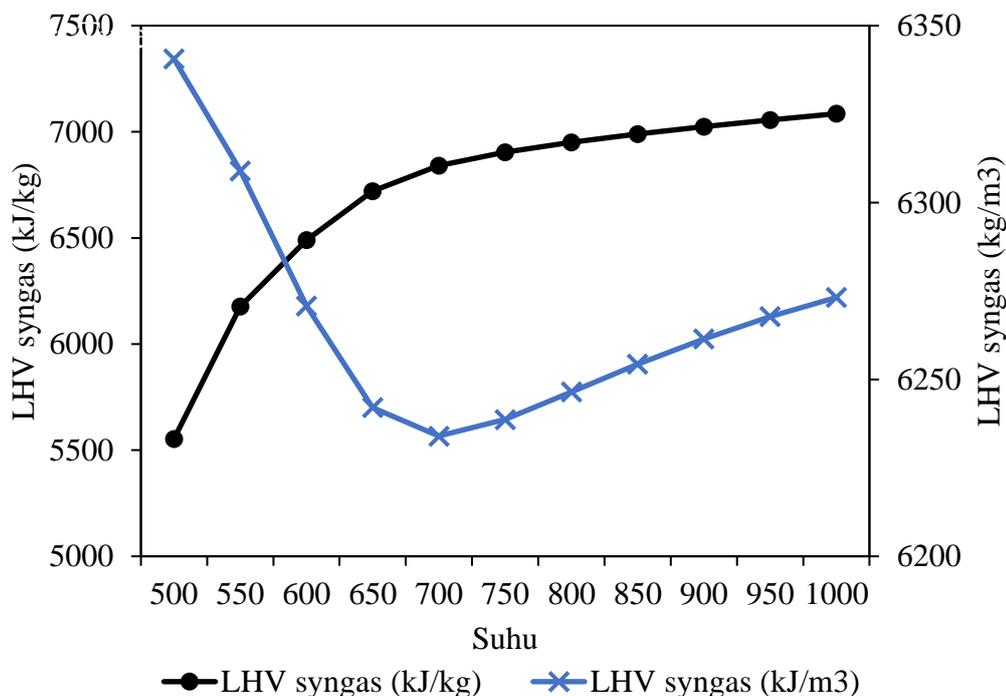
Chen, et al. mengamati pengaruh rasio ekivalensi udara pada LHV *syngas* seperti diperlihatkan pada Gambar 4.25(b), LHV menurun drastis seiring dengan peningkatan rasio ekivalensi. LHV maksimum *syngas* dicapai pada suhu 600 °C adalah 4974 kJ/Nm³ pada rasio ekivalensi 0,2. LHV *syngas* akan menurun sesuai dengan peningkatan rasio ekivalensi, yang dapat dijelaskan oleh reaksi oksidasi: $C + O_2 \rightarrow CO_2$ dan $C + 0.5O_2 \rightarrow CO$ dan peningkatan volume gas yang tidak mudah terbakar (terutama N₂ di udara) [24].

Tabel 4.16 memperlihatkan nilai *lower heating value* (LHV) *syngas* pada berbagai variasi suhu 500-1000 °C pada AFR 0,3.

Tabel 4.16 Nilai LHV *syngas* pada variasi suhu 500-1000 °C AFR 0,3.

	Suhu (°C)										
	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
LHV <i>syngas</i> (kJ/m ³)	6340,60	6308,96	6270,78	6242,06	6234,00	6238,65	6246,50	6254,36	6261,48	6267,76	6273,17
ρ <i>syngas</i> (kg/m ³)	1,14172	1,02123	0,96613	0,92878	0,91124	0,90358	0,89877	0,89486	0,89138	0,88824	0,88538
LHV <i>syngas</i> (kJ/kg)	5553,57	6177,82	6490,60	6720,73	6841,20	6904,41	6950,03	6989,22	7024,47	7056,40	7085,31

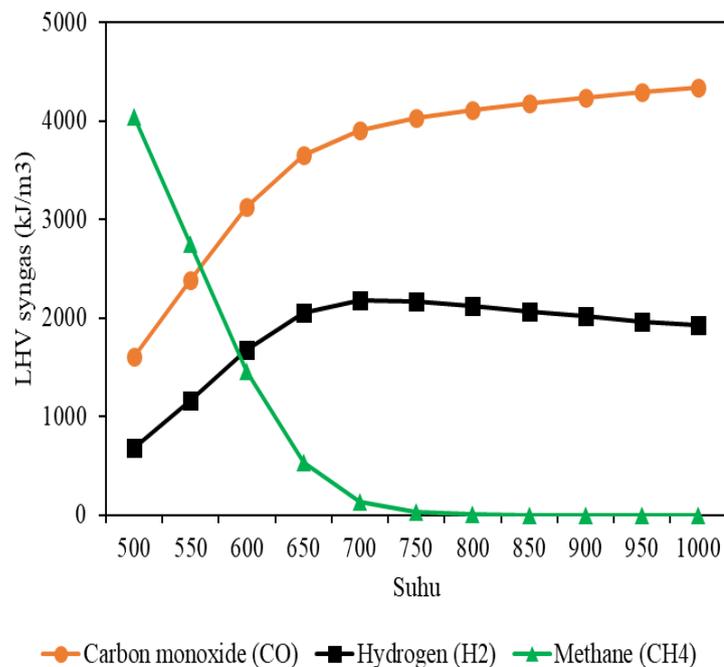
Gambar 4.26 memperlihatkan perubahan nilai *lower heating value* (LHV) *syngas* pada variasi suhu 500-1000 °C AFR 0,3.

Gambar 4.26 Nilai LHV *syngas* pada variasi suhu 500-1000 °C AFR 0,3.

Gambar 4.26 memperlihatkan bahwa terjadi kenaikan nilai LHV *syngas* (kJ/kg) sampai suhu 1000 °C seiring dengan meningkatnya suhu *gasifier*. Hal ini disebabkan peningkatan nilai rasio udara-bahan bakar, akan meningkatkan suplai laju alir massa udara yang masuk ke dalam reaktor gasifikasi, sehingga

mempengaruhi proses reaksi kimia pembentukan kandungan gas mudah bakar (*combustible gas*), dimana proses gasifikasi ini, membutuhkan suplai udara terbatas, maka komposisi *flameable gas* (gas CO, H₂, CH₄) akan cenderung menurun, terutama CH₄ berbanding terbaik dengan H₂ dan CO dimana nilai LHV CO merupakan yang terbesar (5553,57 kJ/kg), maka secara signifikan penurunan kandungan CH₄ mengakibatkan tidak mempengaruhi kenaikan LHV *syngas*.

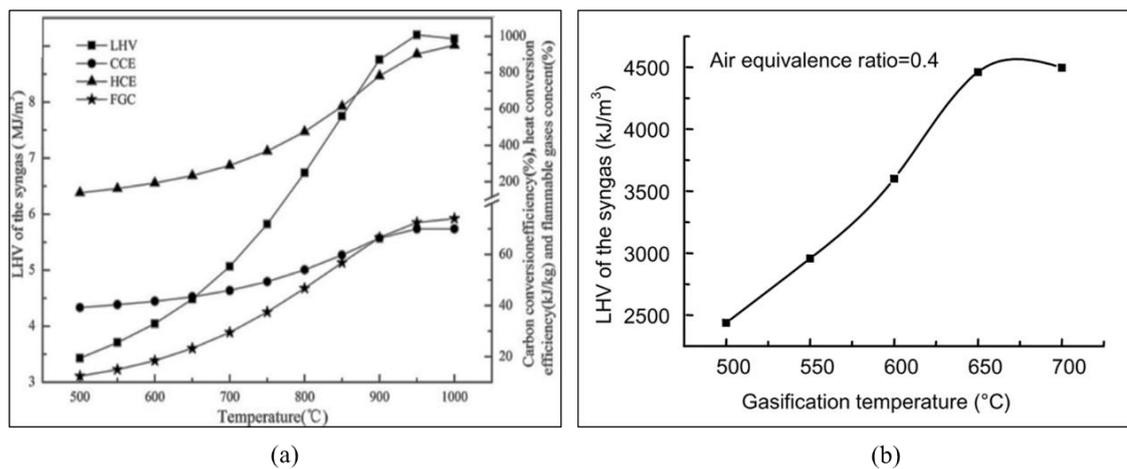
Gambar 4.27 memperlihatkan nilai *lower heating value* (LHV) gas mampu bakar (CO, H₂, dan CH₄) dengan variasi *air-fuel ratio* 0,1-1,0.



Gambar 4.27 Nilai LHV gas mudah terbakar (CO, H₂, dan CH₄) pada AFR 0,1-1,0

Gambar 4.27 memperlihatkan bahwa jika suplai laju alir massa udara meningkat maka gas CO₂, N₂, O₂ meningkat seiring dengan peningkatan suplai laju alir massa udara. Proses gasifikasi membutuhkan suplai udara yang terbatas, sehingga kandungan gas mampu bakar (*flammable gas*) akan cenderung meningkat, apabila suplai laju alir massa udara yang dibutuhkan sesuai.

Gambar 4.28 memperlihatkan beberapa jurnal terkait perubahan suhu gasifikasi terhadap nilai *lower heating value* (LHV) syngas dengan AFR tertentu.



Gambar 4.28 Validasi perubahan suhu gasifikasi terhadap LHV syngas (kJ/m³) [23], [24]

Gambar 4.28(a) memperlihatkan bahwa pengaruh suhu gasifikasi terhadap CCE, LHV, HCE dan FGC syngas, yang menunjukkan bahwa CCE, LHV, HCE dan FGC syngas meningkat dengan meningkatnya suhu, yang berarti kinerja gasifikasi lebih baik. Secara khusus, dengan perubahan suhu dari 700 ke 900 °C, efisiensi gasifikasi menunjukkan peningkatan yang signifikan berdasarkan peningkatan CO dan H₂. LHV melebihi 5 MJ/m³ pada 700 °C, dan kualitas syngas relatif kecil pada kisaran 900 hingga 1000 °C. Secara bersamaan, nilai LHV dan CCE menunjukkan tren penurunan ketika suhu gasifikasi meningkat menjadi 900~1000 °C. Dapat dilihat bahwa gasifikasi yang sesuai adalah suhu sekitar 900 °C [23].

Gambar 4.28(b) memperlihatkan bahwa nilai LHV syngas meningkat ketika suhu naik dari 500 menjadi 650 °C (nilai maksimumnya sekitar 4500 kJ/Nm³, dan kemudian hampir konstan dari 650 menjadi 700 °C) [24].

4.6 Efisiensi Gasifikasi

Efisiensi *gasifier* dihitung dari hasil eksperimen dan simulasi. Efisiensi konversi gasifikasi biomassa tergantung pada kondisi operasi *gasifier* dan sifat bahan bakar. Nilai kalor gas-gas ini diperoleh dari tabel gas standar yaitu 10783 kJ/m³ untuk hidrogen, 12633 kJ/m³ untuk karbon monoksida, dan 35883 kJ/m³ untuk metana [66][35]. Meskipun metana memiliki nilai kalor yang lebih tinggi daripada karbon monoksida dan hidrogen, kontribusinya terhadap nilai kalor gas produser sebanding dengan hidrogen dan karbon monoksida karena gas yang terakhir diproduksi dalam jumlah yang lebih besar daripada metana. Efisiensi konversi *gasifier* dihitung dari persentase komposisi gas mampu bakar [73]. Persamaan berikut digunakan untuk menghitung nilai kalor gas pada suhu zona pembakaran 850 °C. Untuk menghitung efisiensi gasifikasi maka digunakan persamaan *cold gas efficiency* (CGE), yaitu sebagai berikut:

$$\eta_{CG} = \frac{\dot{m}_{gas} \cdot LHV_{gas}}{\dot{m}_{MSW} \cdot LHV_{MSW}}$$

Dimana:

\dot{m}_{gas} = laju alir massa *syngas* = 2064,47 kg/h

LHV_{gas} = nilai kalor bawah (*low heating value*) *syngas* (kJ/kg)

\dot{m}_{MSW} = laju alir massa bahan bakar (sampah padat kota) = 1788 kg/h

LHV_{MSW} = nilai kalor bawah (*low heating value*) MSW (kJ/kg)

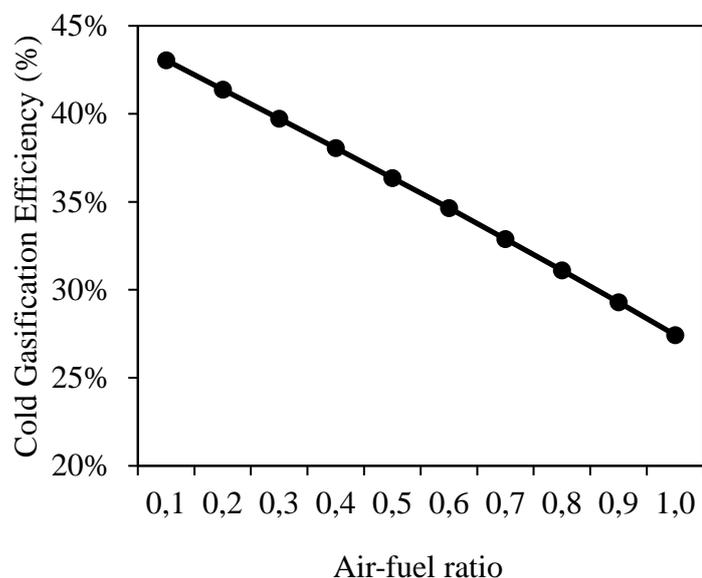
Perhitungan efisiensi gasifikasi untuk AFR 0,3 sebagai berikut:

$$\eta_{CG} = \frac{2064,47 \text{ kg/h} \cdot 6327,95 \text{ kJ/kg}}{1788 \text{ kg/h} \cdot 18392,4 \text{ kJ/kg}} \times 100\% = 39,73\%$$

Tabel 4.17 Efisiensi gasifikasi untuk masing-masing variasi *air-fuel ratio*.

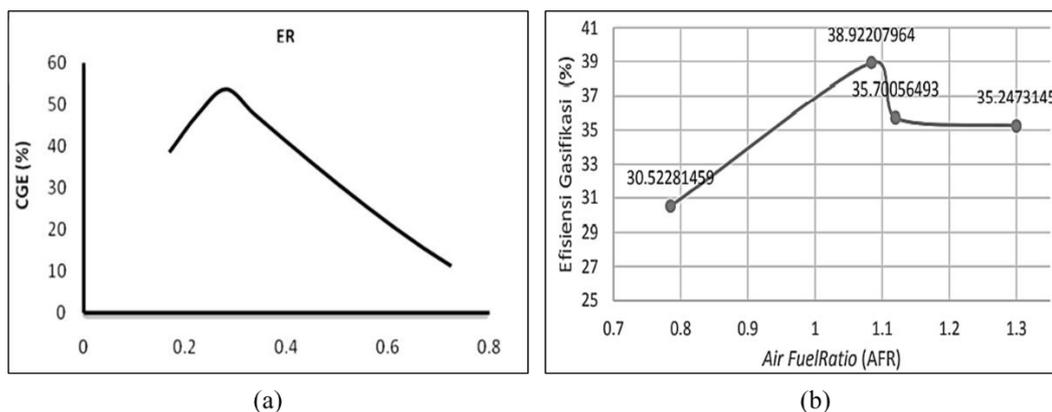
	Unit	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
m_{gas}	kJ/h	1746,6	1905,54	2064,47	2223,4	2382,34	2541,27	2700,2	2859,13	3018,07	3177
m_{MSW}	kJ/h	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788
LHV_{syngas}	kJ/kg	8105,36	7142,46	6327,95	5628,27	5019,22	4482,93	4006,02	3578,24	3191,71	2840,32
LHV_{MSW}	kJ/kg	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4
Eff.CG	%	43,05%	41,39%	39,73%	38,05%	36,36%	34,64%	32,89%	31,11%	29,29%	27,44%

Gambar 4.29 memperlihatkan pengaruh perubahan *air fuel ratio* terhadap *Cold Gasification Efficiency*.

Gambar 4.29 Pengaruh *air fuel ratio* terhadap *Cold Gasification Efficiency*.

Gambar 4.29 memperlihatkan bahwa nilai efisiensi gasifikasi mencapai kondisi maksimal pada *air-fuel ratio* 0,1 yaitu sebesar 43,05% dan nilai efisiensi cenderung turun dengan meningkatnya *air-fuel ratio*. Pencapaian terendahnya adalah pada AFR 1,0 yaitu sebesar 27,44%.

Gambar 4.30 memperlihatkan perubahan *air-fuel ratio* terhadap *Cold Gasification Efficiency* dari beberapa peneliti.



Gambar 4.30 Perubahan *air fuel ratio* terhadap *Cold Gasification Efficiency* dari beberapa peneliti [26], [66].

Gambar 4.30(a) menjelaskan bahwa *cold gas efficiency* (CGE) adalah parameter penting yang secara praktis menunjukkan efisiensi *gasifier*. Nilai ini tergantung pada sejumlah besar parameter: jumlah karbon monoksida, metana dan hidrogen dalam *syngas*. Komposisi *syngas* dikendalikan oleh ER sehingga merupakan parameter kunci untuk memprediksi *cold gas efficiency* (CGE). Pada ER divariasikan dari 0.2 sampai 0.8, maka diperoleh nilai CGE sampah kota maksimum (54%) pada ER 0,28.

Gambar 4.30(b) menjelaskan bahwa efisiensi gasifikasi meningkat pada nilai AFR 1,085 dan kemudian menurun seiring dengan kenaikan AFR, hal ini disebabkan oleh penurunan nilai kalor (LHV) dari *syngas*, walaupun terjadi kenaikan laju alir massa *syngas* yang disebabkan oleh peningkatan kecepatan (peningkatan kecepatan ini disebabkan karena peningkatan laju alir massa udara) sehingga menyebabkan kenaikan laju alir massa pellet MSW.

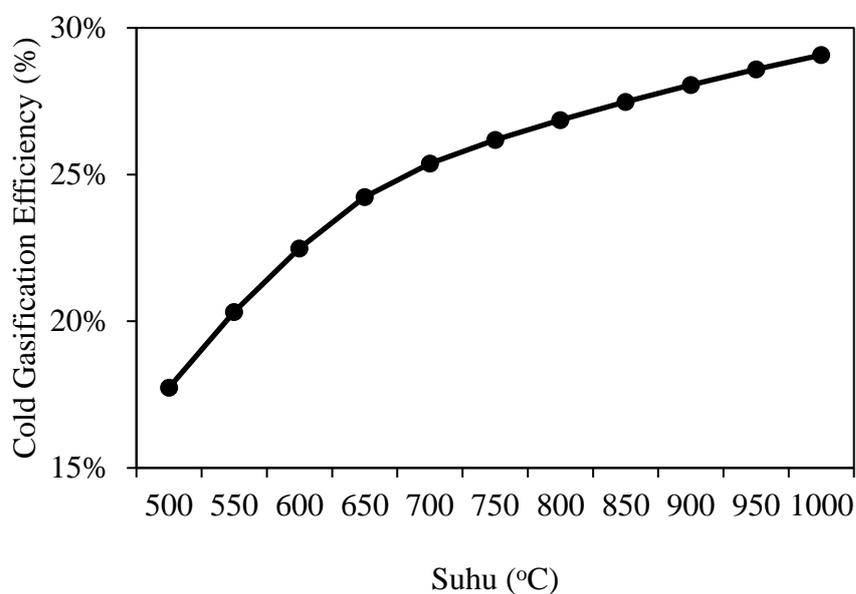
Pada Gambar 4.29 jika dibandingkan dengan Gambar 4.30(b), maka pada AFR 1,0 diperoleh nilai *cold gas efficiency* (CGE) sebesar 27,44%. Sedangkan berdasarkan penelitian [26], [66] pada AFR 1,0 diperoleh nilai *cold gas efficiency* (CGE) sebesar 37%.

Nilai dari efisiensi gasifikasi untuk masing-masing suhu yang berbeda dapat dilihat pada Tabel 4.18.

Tabel 4.18 Efisiensi gasifikasi untuk masing-masing variasi suhu dengan AFR 0,3.

	Unit	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
m_{gas}	kJ/h	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47	2064,47
m_{MSW}	kJ/h	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788	1788
LHV_{syngas}	kJ/kg	2826,09	3236,02	3581,32	3860,71	4042,63	4170,44	4278,83	4377,68	4469,06	4553,58	4631,59
LHV_{MSW}	kJ/kg	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4	18392,4
Eff.CG	%	17,74%	20,31%	22,48%	24,24%	25,38%	26,18%	26,86%	27,48%	28,06%	28,59%	29,08%

Gambar 4.31 memperlihatkan nilai efisiensi gasifikasi untuk masing-masing variasi suhu 500 – 1000 °C pada AFR 0,3.

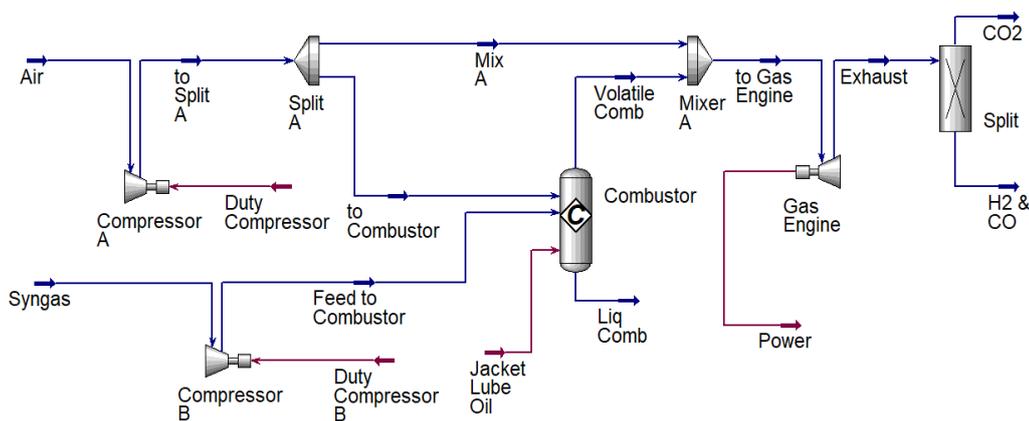


Gambar 4.31 Efisiensi gasifikasi variasi suhu 500 – 1000 °C pada AFR 0,3.

Gambar 4.31 memperlihatkan bahwa nilai *cold gas efficiency* (CGE) mencapai kondisi maksimal pada suhu 1000 °C yaitu sebesar 29,08% dan nilai efisiensi cenderung meningkat pada suhu 700 °C atau kenaikan sebesar 69,91% dan kenaikannya berkurang sekitar 12,72% dengan meningkatnya suhu pada gasifikasi. Pencapaian nilai *cold gas efficiency* (CGE) terendah adalah pada suhu 500 °C yaitu sebesar 17,74%.

4.7 Analisis Simulasi Gas Engine

Simulator Aspen HYSYS merupakan konsep dasar termodinamika yang komprehensif untuk perhitungan yang akurat dari sifat fisik, sifat transportasi, dan perilaku fase untuk pembangkit listrik dari bahan baku sampah padat kota (MSW) yang telah mengalami proses gasifikasi. Dalam penelitian ini, bahan bakarnya adalah *syngas* (CO, H₂, CH₄) dengan pemanasan udara masuk yang disesuaikan dengan kebutuhan (*adjuster*); maka fluida berdasarkan rumus Peng-Robinson (PR) digunakan, karena memiliki basis data dan persamaan yang dapat menghasilkan prediksi keseimbangan yang lebih baik untuk sistem *internal combustion engine*, dimana dalam penelitian ini adalah *gas engine*. Gambar 4.32 memperlihatkan skema analisis simulasi *gas engine*.

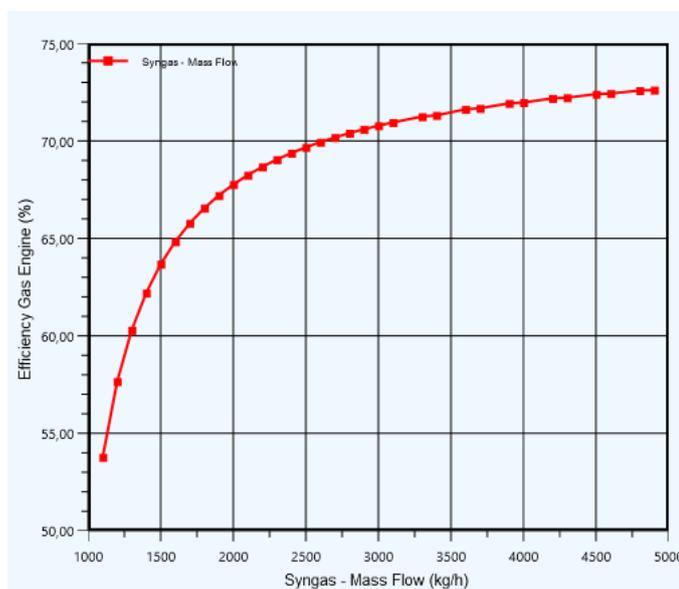


Gambar 4.32 Skema simulasi *gas engine*

Gambar 4.32 memperlihatkan model analisis simulasi *gas engine* yaitu *Process Flow Diagram* (PFD) yang dibuat dengan menggunakan Aspen Hysys. Komponen yang terlibat dalam simulasi meliputi H₂O, CO, H₂, O₂, N, CO₂, dan CH₄. Kondisi operasi memperlihatkan bahwa laju alir bahan baku *syngas* sebesar 1242 kg/jam tekanan 100 kPa, dan suhu dari 40 °C menjadi 353,8 °C. Umpan *syngas* yang masuk mengandung CO, H₂, CH₄ dan bebas sulfur. *Syngas* kemudian dicampur dengan *steam* dalam reaktor dengan laju alir sebesar 500 kg/jam suhu dari 25 °C menjadi 399,6 °C. Pada *furnace* (reaktor *conversions*), *syngas* (CO, H₂, CH₄)

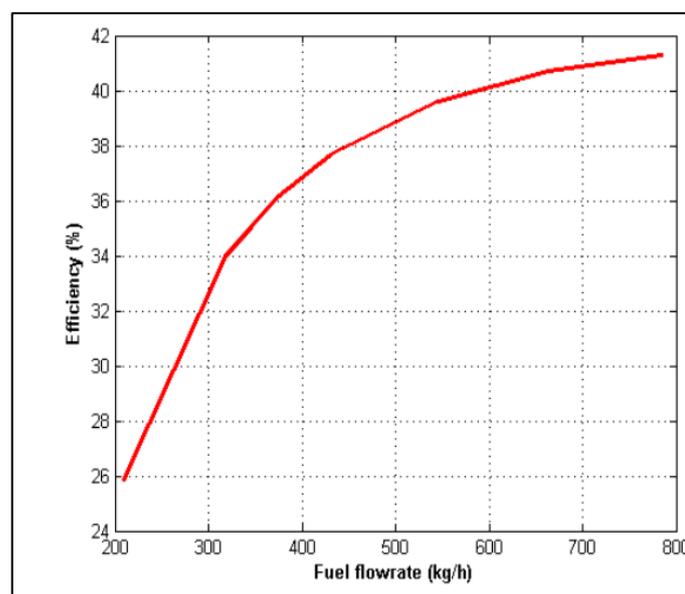
direaksikan bersama udara (O_2) dengan konversi 100% karena pembakaran dianggap sempurna dan adiabatik, sehingga suhu aliran gas keluar ditetapkan sebesar $800\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1000 kPa , sehingga akan mempengaruhi jumlah bahan bakar gas ke *gas engine*. Digunakan *Internal Combustion Engine* yang dimodifikasi, karena bahan bakar *syngas* tersebut memiliki komposisi CH_4 yang sangat kecil. *Heat flow* yang dihasilkan sebesar $1,44E+06\text{ kJ/jam}$ atau daya sebesar 400 kW . Gas buang CO_2 yang dipisahkan dalam simulasi dimodelkan dengan *splitter* dengan asumsi CO_2 yang diambil sebesar 98,5%-100%. Namun gas buang yang dihasilkan masih memiliki suhu yang cukup tinggi yaitu sebesar $213,7\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan $3,651\text{ kPa}$. Untuk aliran bahan pada *gas engine* dapat dilihat pada Tabel 4.19 dan fraksi mol komposisi *syngas* dapat dilihat pada Tabel 4.20.

Gambar 4.33 memperlihatkan salah satu *case study* dalam simulasi untuk melihat pengaruh perubahan nilai *mass flow syngas* terhadap efisiensi *gas engine*.



Gambar 4.33 Pengaruh perubahan laju alir massa *syngas* terhadap efisiensi *gas engine*

Gambar 4.33 memperlihatkan bahwa pengaruh perubahan efisiensi dari unjuk kerja *gas engine* meningkat sekitar 91,3% dengan bertambahnya nilai laju alir *syngas* yang diberikan ke *gas engine*. Adapun komposisi emisi gas buang yaitu CO₂ sebesar 25,27% dengan laju alir massa sebesar 17,47 kgmole/jam. Sebagai pembandingan dari jurnal terkait, Gambar 4.34 memperlihatkan pengaruh perubahan laju alir *fuel* terhadap efisiensi *gas engine* dengan melihat perubahan laju alir rata-rata dari bahan bakar terhadap efisiensi *gas engine*.



Gambar 4.34 Pengaruh perubahan laju alir *fuel* terhadap efisiensi *gas engine* [74]

Gambar 4.34 memperlihatkan hasil penelitian yang telah dilakukan oleh Ekwonu, et al., [74] dengan melihat perubahan laju alir rata-rata dari bahan bakar terhadap efisiensi *gas engine*. Hal ini dapat dikaitkan dengan konversi lebih banyak energi kimia bahan bakar menjadi energi listrik. Tren serupa diamati untuk *output* daya dan suhu gas buang, meskipun dalam kedua kasus tersebut bila diamati hubungannya linier.

Tabel 4.19 Material *stream gas engine*.

Material Streams	Unit	Syngas	Air	to Split A	Mix A	Feed to Combustor	to Combustor	Volatile Comb.	Liq. Comb.	To Gas <i>engine</i>	Exhaust	CO ₂	H ₂ & CO
Vapour Fraction		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature	°C	40,00	35,00	399,6	399,6	353,8	399,6	800,0	800,0	795,7	213,7	213,7	213,7
Pressure	kPa	100,0	100,0	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	3,651	3,651	3,651
Molar Flow	kgmole/h	48,61	17,38	17,38	0,8691	48,61	16,51	68,26	0,0000	69,13	69,13	17,47	51,66
Mass Flow	kg/h	1242	500,0	500,0	25,0	1242	475,0	1717	0,0000	1742	1742	768,9	972,7
Liquid Volume Flow	m ³ /h	1950	0,5821	0,5821	2,9E-02	1950	0,553	2594	0,0000	2623	2623	0,9316	1,692
Heat Flow	kJ/h	-8,0E+06	4,9E+03	-2,0E+05	9858	-7,5E+06	1,9E+05	-7,1E+06	0,0000	-7,1E+06	-8,6E+06	-6,7E+06	-1,8E+06

Tabel 4.20 Komposisi *mole fraction syngas*.

Compositions Mole Fraction	Unit	Syngas	Air	to Split A	Mix A	Feed to Combustor	to Combustor	Volatile Comb.	Liq. Comb.	To Gas <i>engine</i>	Exhaust	CO ₂	H ₂ & CO
Methane	%mole	0,0644	0,0000	0,0000	0,0000	0,0644	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	%mole	0,0000	0,1888	0,1888	0,1888	0,0000	0,1888	-0,0000	0,0000	0,0024	0,0024	0,0000	0,0032
Nitrogen	%mole	0,0000	0,8112	0,8112	0,8112	0,0000	0,8112	0,1962	0,1962	0,2040	0,2040	0,0000	0,2729
Hydrogen	%mole	0,2472	0,0000	0,0000	0,0000	0,2472	0,0000	0,2677	0,2677	0,2644	0,2644	0,0000	0,3538
CO ₂	%mole	0,2956	0,0000	0,0000	0,0000	0,2956	0,0000	0,2559	0,2559	0,2527	0,2527	1,0000	0,0000
CO	%mole	0,3928	0,0000	0,0000	0,0000	0,3928	0,0000	0,2801	0,2801	0,2766	0,2766	0,0000	0,3701
H ₂ O	%mole	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,0000	0,0000	-0,0000	-0,0000	0,0000	-0,0000

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisis simulasi gasifikasi MSW menggunakan *fixed bed downdraft gasifier*, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Analisis simulasi gasifikasi sampah padat kota (MSW) dengan *fixed bed downdraft gasifier* pada AFR 0,3 suhu 600 °C menghasilkan produk *syngas* dengan komposisi CO sebesar 24,78%, CO₂ sebesar 18,65%, H₂ sebesar 15,6%, dan CH₄ sebesar 4,06%. Adapun nilai *Low Heating Value* (LHV) sebesar 6327,95 kJ/kg dan *Cold Gasification Efficiency* (CGE) sebesar 39,73%.
2. Pengaruh nilai AFR pada variasi 0,1–1,0: Semakin besar nilai *air fuel ratio*, maka nilai kandungan energi dari *Low Heating Value* (LHV) *syngas* semakin menurun. Nilai *air fuel ratio* terbaik, yaitu pada AFR 0,1 LHV sebesar 8105,35 kJ/kg dan nilai *Cold Gasification Efficiency* (CGE) sebesar 43,05%.
3. Pengaruh suhu gasifikasi pada variasi 500–1000 °C pada AFR 0,3; semakin tinggi suhu *gasifier* maka konsentrasi CO meningkat dari 12,71% menjadi 34,41% dan konsentrasi H₂ meningkat dari 6,37% menjadi 17,86% dengan meningkatnya suhu *gasifier*, terutama setelah 650 °C, sebaliknya CO₂ dan CH₄ masing-masing turun dari 29,85–9,52% dan 11,28–0,00027%.
4. Pengaruh nilai AFR pada variasi 0,1–1,0: maka diperoleh nilai *Low Heating Value* (LHV) *syngas* (kJ/kg) menurun sebesar 35,04% dan *Cold Gasification Efficiency* (CGE) menurun dari 43,05% menjadi 27,44%.
5. Pengaruh suhu gasifikasi dari 500 °C sampai 1000 °C, maka diperoleh nilai *Low Heating Value* (LHV) *syngas* (kJ/kg) meningkat sebesar 27,6% dan *Cold Gasification Efficiency* (CGE) meningkat dari 17,74% menjadi 29,08%.

6. Analisis simulasi *gas engine* menghasilkan *heat flow* sebesar $1,44E+06$ kJ/jam atau daya sebesar 400 kW. Gas buang yang dihasilkan masih memiliki suhu yang cukup tinggi yaitu sebesar $213,7$ °C dan tekanan $3,651$ kPa. Adapun komposisi (%mole) emisi gas buang yaitu CO_2 sebesar $25,27\%$ dengan konsentrasi *molar flow* sebesar $17,47$ kgmole/jam dan laju alir massa sebesar $768,9$ kg/jam.

5.2. Saran

Beberapa saran untuk penelitian selanjutnya adalah:

1. Melakukan analisis simulasi melalui pemodelan bertingkat sehingga dapat diperoleh *yield* hidrogen sebagai potensi energi yang lebih banyak dengan menambahkan model *process engineering* menggunakan teknik *Water Gas Shift Reaction* (WGSR) sebagai upaya memanfaatkan gas CO untuk dikonversi menjadi H_2 .
2. Menggunakan teknik *CO partial combustion* sebagai upaya memanfaatkan sisa gas CO untuk dikonversi menjadi energi panas.
3. Mengurangi suhu gas buang yang masih tinggi.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Badan Litbang Kemendagri, “Riset: 24 Persen Sampah di Indonesia Masih Tak Terkelola,” 2018. [Online]. Available: <http://litbang.kemendagri.go.id/website/riset-24-persen-sampah-di-indonesia-masih-tak-terkelola/#>. [Accessed: 10-Apr-2021].
- [2] Sekretaris DirJen EBTKE, *Buku Statistik EBTKE*. Direktorat Jenderal Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi, 2016.
- [3] Subdirektorat Statistik Lingkungan Hidup, “Indonesian Environmental Statistics 2019,” *Badan Pus. Stat.*, pp. 1–224, 2019.
- [4] R. Y. Lesmana, “Layanan Persampahan di Kota Surakarta dengan Pemetaan Barbasis Sistem Informasi Geografis,” *Media Ilm. Tek. Lingkung.*, vol. 1, no. 1, pp. 11–21, 2016, doi: 10.33084/mitl.v1i1.135.
- [5] Dinas Lingkungan Hidup Kota Surakarta, “Produksi Sampah di Kota Surakarta Tahun 2020,” *Pemerintah Kota Surakarta*, 2021. [Online]. Available: <http://data.jatengprov.go.id/dataset/produksi-sampah-di-kota-surakarta-tahun-2020>.
- [6] Dinas Lingkungan Hidup Kota Surakarta, “Volume Sampah Per Bulan Di Kota Surakarta Tahun 2020,” *Pemerintah Kota Surakarta*, 2021. [Online]. Available: <http://data.jatengprov.go.id/dataset/volume-sampah-per-bulan-di-kota-surakarta-tahun-2020>.
- [7] D. Eko Budi Santoso, “Studi Perencanaan Pembangkit Listrik Tenaga Sampah dengan Teknologi Dry Anaerobic Conversion,” in *Seminar Nasional Sanins dan Teknologi*, 2011, pp. 25–29.
- [8] Kementerian ESDM, “Kementerian Energi Dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia. Siaran PERS. Nomor: 157.Pers/04/SJI/2019. Tanggal: 23 Februari 2019. Empat Tahun Ke Depan, 12 Pembangkit Listrik Tenaga Sampah Segera Beroperasi,” 2019. [Online]. Available: <https://www.esdm.go.id/id/media-center/arsip-berita/empat-tahun-ke-depan-12-pembangkit-listrik-tenaga-sampah-segera-beroperasi>. [Accessed: Universitas Indonesia

- 10-Apr-2021].
- [9] CNN Indonesia, “Jokowi Minta Pembangunan Listrik Tenaga Sampah Dikebut,” 2019. [Online]. Available: <https://www.cnnindonesia.com/ekonomi/20190716154658-85-412611/jokowi-minta-pembangunan-listrik-tenaga-sampah-dikebut>.
- [10] President Indonesia, “Perpres Nomor 35 Tahun 2018.” 2018.
- [11] President Indonesia, “Perpres Nomor 18 Tahun 2016 tentang Percepatan Pembangunan Pembangkit PLTSa.” 2016.
- [12] Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional, *Bauran Energi Nasional 2020*. Jakarta: Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional, 2020.
- [13] Indonesian Center for Environmental Law (ICEL), “PLTSa di tengah Pusaran Energi Terbarukan,” 2019. [Online]. Available: https://icel.or.id/isu/pltsa-di-tengah-pusaran-energi-terbarukan/#_ftn6. [Accessed: 10-Apr-2021].
- [14] A. Darmawan, M. W. Ajiwibowo, K. Yoshikawa, M. Aziz, and K. Tokimatsu, “Energy-efficient recovery of black liquor through gasification and syngas chemical looping,” *Appl. Energy*, vol. 219, no. December 2017, pp. 290–298, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.03.033.
- [15] S. Unyaphan, T. Tarnpradab, F. Takahashi, and K. Yoshikawa, “Improvement of tar removal performance of oil scrubber by producing syngas microbubbles,” *Appl. Energy*, vol. 205, no. December 2016, pp. 802–812, 2017, doi: 10.1016/j.apenergy.2017.08.071.
- [16] P. B. Putera, W. Hermawati, and I. R. Poerbosisworo, “Kecenderungan Perkembangan Teknologi Gasifikasi Biomassa: Studi Perbandingan di Beberapa Negara,” *J. Sains dan Teknol. Indones.*, vol. 17, no. 3, 2019, doi: 10.29122/jsti.v17i3.3434.
- [17] A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno, and G. Cardillo, “Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus,” *Energy Procedia*, vol. 111, pp. 1010–1019, 2017, doi: [10.1016/j.egypro.2017.03.033](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.033).
- Universitas Indonesia

- 10.1016/j.egypro.2017.03.264.
- [18] A. J. Keche, A. P. R. Gaddale, and R. G. Tated, “Simulation of biomass gasification in downdraft gasifier for different biomass fuels using ASPEN PLUS,” *Clean Technol. Environ. Policy*, vol. 17, no. 2, pp. 465–473, 2015, doi: 10.1007/s10098-014-0804-x.
- [19] J. Han *et al.*, “Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 153, no. August, pp. 641–648, 2017, doi: 10.1016/j.enconman.2017.10.030.
- [20] R. E. Moshi, Y. A. C. Jande, T. T. Kivevele, and W. S. Kim, “Simulation and performance analysis of municipal solid waste gasification in a novel hybrid fixed bed gasifier using Aspen plus,” *Energy Sources, Part A Recover. Util. Environ. Eff.*, 2020, doi: 10.1080/15567036.2020.1806404.
- [21] S. Begum, M. G. Rasul, and D. Akbar, “A numerical investigation of municipal solid waste gasification using aspen plus,” *Procedia Eng.*, vol. 90, pp. 710–717, 2014, doi: 10.1016/j.proeng.2014.11.800.
- [22] Y. Li, K. Zou, T. Yang, R. Li, and Y. Chi, “Combustible solid waste gasification gas characteristics simulation based on Aspen Plus,” *J. Renew. Sustain. Energy* 5, vol. 053113, pp. 1–10, 2013, doi: <http://dx.doi.org/10.1063/1.4821519>.
- [23] L. Erping, H. Qing, C. Haoyun, C. Jinling, Q. Yaqun, and Y. Zhiyuan, “Modeling and process design of municipal solid waste pyrolysis and gasification with a fixed-bed chamber,” in *Earth and Environmental Science*, 2019, doi: 10.1088/1755-1315/332/2/022030.
- [24] C. Chen, Y. Q. Jin, J. H. Yan, and Y. Chi, “Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors,” *J. Zhejiang Univ. Sci. A*, vol. 11, no. 8, pp. 619–628, 2010, doi: 10.1631/jzus.A0900792.
- [25] B. Z. Na Deng, Dongyan Li, Qiang Zhang, Awen Zhang, Rongchang Cai, “Simulation analysis of municipal solid waste pyrolysis and gasification based on Aspen plus,” *Energy*, 2017, doi: 10.1007/s11708-017-0481-7.

- [26] N. Ramzan, A. Ashraf, S. Naveed, and A. Malik, "Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste," *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 9, pp. 3962–3969, 2011, doi: 10.1016/j.biombioe.2011.06.005.
- [27] S. Begum, M. G. Rasul, D. Akbar, and N. Ramzan, "Performance Analysis of an Integrated Fixed Bed Gasifier Model for Different Biomass Feedstocks," *Energies*, vol. 6, pp. 6508–6524, 2013, doi: 10.3390/en6126508.
- [28] Y. Sarasati, R. Azizah, Z. A. Zuhairoh, L. Sulistyorini, C. I. Prasasti, and M. T. Latif, "Analysis of Potential Waste-to-Energy Plant in Final Waste Disposal Sites in Indonesia Towards SDGs 2030 (A Literature Review)," *J. Kesehat. Lingkung.*, vol. 13, no. 1, p. 24, 2021, doi: 10.20473/jkl.v13i1.2021.24-34.
- [29] S. Naveed, A. Malik, N. Ramzan, and M. Akram, "A Comparative Study of Gasification of Food Waste (FW), Poultry Waste (PW), Municipal Solid Waste (MSW), and Used Tires (UT)," *Nucl.*, vol. 46, no. 3, pp. 77–81, 2009.
- [30] C. Di Blasi, "Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 55, no. 15, pp. 2931–2944, 2000, doi: 10.1016/S0009-2509(99)00562-X.
- [31] J. G. Speight, *Handbook of Gasification Technology: Science, Processes, and Applications*. Scrivener Publishing, 2020.
- [32] E. Naryono and S. Soemarno, "Pengeringan Sampah Organik Rumah Tangga," *Indones. Green Technol. J.*, vol. 2, no. 2, pp. 61–69, 2013.
- [33] J. G. Speight, *The chemistry and technology of coal, third edition*. 2013.
- [34] J. G. Speight, *Coal-fired power generation handbook*, vol. 51, no. 04. Scrivener Publishing LLC, 2013.
- [35] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis*. 2010.
- [36] S. A. Channiwala and P. P. Parikh, "A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels," *Fuel*, vol. 81, no. 81, pp. 1051–1063, 2002.

- [37] Reed T. B. and A. Das, *Downdraft Gasifier Engine Systems Handbook of Biomass*, no. March. Golden, Colorado: Solar Energy Research Institute, 1988.
- [38] V. K. Moka, “Estimation of Calorific Value of Biomass from its Elementary Components by Regression Analysis,” NATIONAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY, ROURKELA, 2012.
- [39] Michael J. Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 9th Editio. John Wiley & sons, inc. has, 2018.
- [40] Yunus A. Çengel, *Thermodynamics: An Engineering Approach*, Eighth Edi. McGraw-Hill Education, 2015.
- [41] A. Demirbas, “Energy Sources , Part A : Recovery , Utilization , and Environmental Effects Effects of Moisture and Hydrogen Content on the Heating Value of Fuels Effects of Moisture and Hydrogen Content on the,” *Energy Sources, Part A Recover. Util. Environ. Eff.*, vol. 29:7, no. 04 Apr 2007, pp. 649–655, 2007, doi: 10.1080/009083190957801.
- [42] T. Gebreegziabher, A. Olajire, and C. Wai, “Optimum biomass drying for combustion – A modeling approach,” *Energy*, vol. 53, no. May, pp. 67–73, 2013, doi: 10.1016/j.energy.2013.03.004.
- [43] World Energy Council, “Waste to Energy,” 2013.
- [44] A. Kumar and S. R. Samadder, “A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste,” *Waste Manag.*, vol. 69, pp. 407–422, 2017, doi: 10.1016/j.wasman.2017.08.046.
- [45] Sekretaris DirJen EBTKE, “Buku Rencana Strategis (Renstra) Direktorat Jenderal Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi (Ditjen EBTKE) Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Tahun 2020-2024,” 2020.
- [46] International Renewable Energy Agency (IRENA), “Renewable capacity statistics 2016 Statistiques de capacité renouvelable 2016 Estadísticas de capacidad renovable 2016,” 2016.
- [47] B. Hejazi, J. R. Grace, and X. Bi, “Kinetic Model of Steam Gasification of Biomass in a Bubbling Fluidized Bed Reactor,” *Energy Fuels*, vol. 31, pp.

- 1702–1711, 2017, doi: 10.1021/acs.energyfuels.6b03161.
- [48] T. Y. Ahmed, M. M. Ahmad, S. Yusup, A. Inayat, and Z. Khan, “Mathematical and computational approaches for design of biomass gasification for hydrogen production : A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, no. 4, pp. 2304–2315, 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.01.035.
- [49] J. G. Speight, *SYNTHETIC FUELS HANDBOOK Properties, Process, and Performance*. United States of America: The McGraw-Hill Companies, Inc., 2008.
- [50] V. B. R. E. . J. C. Silva, *Computational Fluid Dynamics Processes Waste-To-Energy Applied To: A Hand-On Approach*. Elsevier Inc., 2020.
- [51] W. Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, “Simulation of a Circulating Fluidised Bed Biomass Gasifier using ASPEN Plus: a Performance Analysis,” in *ECOS 2008 - Proceedings of the 21st International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, 2008, pp. 1241–1248, doi: 10.21427/3aae-7t77.
- [52] E. Vakkilainen and S. Caillat, *Large-scale biomass combustion plants: an overview*. Woodhead Publishing Limited, 2013.
- [53] A. Gómez-Barea and B. Leckner, “Modeling of biomass gasification in fluidized bed,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 36, no. 4, pp. 444–509, 2010, doi: 10.1016/j.pecs.2009.12.002.
- [54] Z. Yao, S. You, T. Ge, and C. Wang, “Biomass gasification for syngas and biochar co-production: Energy application and economic evaluation,” *Sci. Direct*, vol. 209, no. July 2017, pp. 43–55, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2017.10.077.
- [55] Y. Wu, Q. Zhang, W. Yang, and W. Blasiak, “Two-dimensional computational fluid dynamics simulation of biomass gasification in a downdraft fixed-bed gasifier with highly preheated air and steam,” *Energy and Fuels*, vol. 27, no. 6, pp. 3274–3282, 2013, doi: 10.1021/ef4003704.
- [56] C. Higman, *Gasification processes and synthesis gas treatment technologies for carbon dioxide (CO₂) capture*. Woodhead Publishing Limited, 2010.

- [57] Y. Richardson, M. Drobek, A. Julbe, J. Blin, and F. Pinta, *Biomass Gasification to Produce Syngas*. 2015.
- [58] A. Nuamah, A. Malmgren, G. Riley, and E. Lester, *Biomass co-firing*, vol. 5. Elsevier Ltd., 2012.
- [59] J. Kluska, M. Ochnio, P. Kazimierski, and D. Kardaś, “Comparison of downdraft and updraft gasification of biomass in a fixed bed reactor,” *Arch. Thermodyn.*, vol. 39, no. 4, pp. 59–69, 2018, doi: 10.1515/aoter-2018-0029.
- [60] Y.-H. Kiang, “Other and emerging alternative energy technology,” in *Fuel Property Estimation and Combustion Process Characterization: Conventional Fuels, Biomass, Biocarbon, Waste Fuels, Refuse Derived Fuel, and Other Alternative Fuels*, Elsevier Science, 2018, pp. 363–401.
- [61] S. Pang, *Fuel flexible gas production: biomass, coal and bio-solid wastes*. Elsevier Ltd, 2020.
- [62] E. Monteiro and A. Rouboa, “Hydrogen production using plasma gasification with steam injection,” *ScienceDirect*, vol. 2, 2017, doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.03.109.
- [63] M. Minutillo, A. Perna, and D. Di Bona, “Modelling and performance analysis of an integrated plasma gasification combined cycle (IPGCC) power plant,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 50, no. 11, pp. 2837–2842, 2009, doi: 10.1016/j.enconman.2009.07.002.
- [64] N. M., N. Bonifaci, and A. Denat, “Ionic Wind Phenomenon and Charge Carrier Mobility in Very High Density Argon Corona Discharge Plasma Ionic Wind Phenomenon and Charge Carrier Mobility in Very High Density Argon Corona Discharge Plasma,” *J. Phys. Conf. Ser. 495 012041*, 2014, doi: 10.1088/1742-6596/495/1/012041.
- [65] B. J. Hathaway, D. B. Kittelson, and J. H. Davidson, “Development of a molten salt reactor for solar gasification of biomass,” *ScienceDirect*, vol. 49, pp. 1950–1959, 2014, doi: 10.1016/j.egypro.2014.03.207.
- [66] I. M. Ardiansyah, “Studi Eksperimental Pengaruh Air Fuel Ratio (AFR) Proses Gasifikasi Pelet Municipal Solid Waste (MSW) Terhadap Unjuk Universitas Indonesia

- Kerja Gasifier Tipe Downdraft Sistem Kontinyu,” Sepuluh Nopember Institute of Technology Surabaya, 2017.
- [67] I. M. Ardiansyah, “Studi Eksperimental Pengaruh Air Fuel Ratio (AFR) Proses Gasifikasi Pelet Municipal Solid Waste (MSW) Terhadap Unjuk Kerja Gasifier Tipe Downdraft Sistem Kontinyu,” no. July, pp. i-84 pp, 2017.
- [68] L. Zheng and E. Furimsky, “ASPEN simulation of cogeneration plants,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 44, pp. 1845–1851, 2003.
- [69] Kamal I.M. Al-Malah, *ASPEN PLUS, Chemical Engineering Applications*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2017.
- [70] H. Sutarto, T. G. Nurrohim, and A. X. Ilyas, “Pembakaran Bersama Biomassa dan Batu Bara : Pengaruh Rasio Biomassa-Batu Bara dan Excess Air,” vol. 19, pp. 29–34, 2020.
- [71] F. P. Incropera, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 6th editio. John Wiley & Sons, Inc., 2007.
- [72] A. Kumar, D. D. Jones, and M. A. Hanna, “Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology,” *Energies*, no. 2, pp. 556–581, 2009, doi: 10.3390/en20300556.
- [73] E. L. M. Ntshengedzeni S. Mamphweli, “Evaluation of the conversion efficiency of the 180 Nm³/h Johansson Biomass Gasifier,” *Int. J. ENERGY Environ.*, vol. 1, no. 1, pp. 113–120, 2010.
- [74] M. C. Ekwonu, S. Perry, and E. A. Oyedoh, “Modelling and simulation of gas engines using aspen HYSYS,” *J. Eng. Sci. Technol. Rev.*, vol. 6, no. 3, pp. 1–4, 2013, doi: 10.25103/jestr.063.01.

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Surat permohonan pengambilan data di TPA Putri Cempo Surakarta

	<p>UNIVERSITAS INDONESIA FAKULTAS TEKNIK</p>	<p>Gedung Dekanat Fakultas Teknik Kampus UI Depok 16424 T. 62.21.7863504, 7863505, 78888430 F. 62.21.7270050 E. humas@eng.ui.ac.id www.eng.ui.ac.id</p>						
<p>Nomor : S-2658/UN2.F4.D1/PPM.00.00/2020 Perihal : Permohonan Pengambilan Data Tugas Akhir</p>								
<p>Kepada. Yth. Direktur Utama, Bapak Elan Syuherlan PT. Solo Citra Metro Plasma Power Jl. Letjen Sutoyo No. 03 Surakarta 57134</p>								
<p>Sehubungan dengan akan dilakukannya penelitian dalam menyelesaikan Tesis oleh salah satu mahasiswa Magister Teknik Sistem Energi Fakultas Teknik Universitas Indonesia, yaitu:</p>								
<table border="0" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 30%;">Nama</td> <td>: Abeth Novria Sonjaya</td> </tr> <tr> <td>Program Studi</td> <td>: Magister Teknik Sistem Energi</td> </tr> <tr> <td>NPM</td> <td>: 1906321010</td> </tr> </table>			Nama	: Abeth Novria Sonjaya	Program Studi	: Magister Teknik Sistem Energi	NPM	: 1906321010
Nama	: Abeth Novria Sonjaya							
Program Studi	: Magister Teknik Sistem Energi							
NPM	: 1906321010							
<p>Dengan ini kami mengajukan permohonan ijin untuk dapat berkonsultasi dan mendapatkan data dalam rangka menyelesaikan tugas akhir tersebut.</p>								
<p>Untuk informasi pengambilan data tugas akhir mahasiswa Magister Teknik Sistem Energi Fakultas Teknik Universitas Indonesia, Bapak/Ibu dapat menghubungi kami pada email sekretariat Program Studi Teknik Sistem Energi indahprswti@ui.ac.id Telp. 021-7270078, Fax. 021-7270077</p>								
<p>Demikian hal ini kami sampaikan untuk dapat diproses lebih lanjut. Atas perhatian dan kerjasama Bapak/Ibu kami mengucapkan terima kasih.</p>								
<p>Jakarta, 31 Agustus 2020</p> <p>Wakil Dekan</p> <p>Bid. Pendidikan, Penelitian & Kemahasiswaan,</p>								
								
<p>Dr. Ir. Muhamad Asvial, M.Eng NIP.196804061994031001</p>								

Lampiran 2. Nilai kalor sampah padat kota TPA Putri Cempo Surakarta

Predicted Calorific Value

MSW Mass Flow	C	H	N	S	O	Ash	High Heating Value (HHV)	Low Heating Value (LHV)
New Waste 200 ton/day	43,73%	6,13%	0,73%	0,25%	25,36%	23,81%	23,02618 MJ/kg 5508,65 kkal/kg	21,32905 MJ/kg
Old Waste 250 ton/day	35,60%	5,05%	0,72%	0,35%	17,27%	41,01%	18,05558 MJ/kg 4319,52 kkal/kg	16,57758 MJ/kg
Mixed Waste 450 ton/day	39,21%	5,53%	0,73%	0,31%	20,86%	33,37%	19,96779 MJ/kg 4776,98 kkal/kg	18,39240 MJ/kg

$$C^2 + C \times O^2 + 0.03 C \times H + 0.60 C - O + 0.11 O \times N + 0.53 S - 0.33 S \times O = \text{Calorific Value (MJ/kg) or High Heating Value}$$

$$HHV - h_{fg} \times (9H - M) = \text{Low Heating Value (MJ/kg)};$$

$$h_{fg} = \text{Latent heat of vaporization} = 2257 \text{ kJ/kg}$$

H and W are hydrogen and water (hygroscopic moisture) contents (% by weight) of fuel

Lampiran 3. Dokumentasi pengambilan data di Model Plant PLTSa kapasitas 150 kW di TPA Putri Cempo Surakarta.





