



Tesis - TF 185471

**STUDI HASIL BAHAN BAKAR GAS MELALUI  
PENGOLAHAN SAMPAH KOTA DENGAN PROSES  
HYDROTHERMAL CARBONIZATION (HTC) DAN  
GASIFIKASI**

**BACHTIYAR BUDI SISWANTO  
NRP. 02311850023041**

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

Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020



Tesis - TF 185471

**STUDI HASIL BAHAN BAKAR GAS MELALUI  
PENGOLAHAN SAMPAH KOTA DENGAN PROSES  
HYDROTHERMAL CARBONIZATION (HTC) DAN  
GASIFIKASI**

**BACHTIYAR BUDI SISWANTO  
NRP. 02311850023041**

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

Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020

# LEMBAR PENGESAHAN TESIS

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

**Magister Teknik (M.T.)**

di

**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh :

**BACHTIYAR BUDI SISWANTO**

**NRP. 02311850023041**

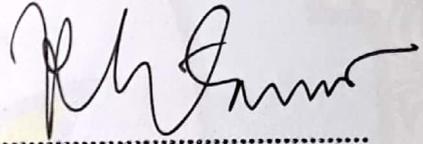
Taanggal Ujian: 08 Januari 2020

Periode Wisuda: Maret 2020

Disetujui oleh:

Pembimbing:

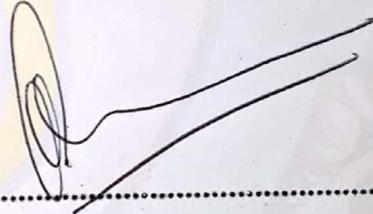
1. Dr. Ridho Hantoro, S.T., M.T  
NIP: 19761223 200501 1 001



.....

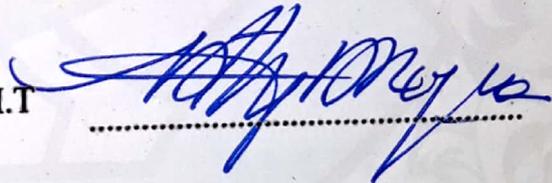
Penguji:

1. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D  
NIP: 19771127 200212 1 002



.....

2. Dr. -Ing. Doty Dewi Risanti, S.T., M.T  
NIP: 19740903 199802 2 001



.....

**Kepala Departemen Teknik Fisika,  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem**



**Dr. Suyanto, S.T., M.T**  
NIP. 19711113 199612 1 002

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# STUDI HASIL BAHAN BAKAR GAS MELALUI PENGOLAHAN SAMPAH KOTA DENGAN PROSES HYDROTHERMAL CARBONIZATION (HTC) DAN GASIFIKASI

Nama Mahasiswa : Bachtiyar Budi Siwanto  
NRP : 02311850023041  
Pembimbing : Dr. Ridho Hantoro, ST., MT.

## ABSTRAK

*Municipal Solid Waste* (MSW) merupakan limbah padat perkotaan hasil pembuangan dari aktivitas masyarakat. Sampah dapat menjadi masalah bagi pemerintah, lingkungan, maupun kesehatan masyarakat. Berdasarkan data yang dicatat oleh Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan tahun 2017, volume MSW di Indonesia sepanjang 2017 tercatat sebesar 65,8 juta ton. Di sisi lain, potensi energi sampah (MSW) yang dimiliki Indonesia dapat memberikan pengaruh terhadap pengembangan Pembangkit Listrik Tenaga Sampah (PLTSa). Teknologi pengelolaan sampah saat ini pada umumnya adalah insenerasi atau pembakaran, dimana dapat menyebabkan pencemaran lingkungan karena zat-zat yang berbahaya dilepas ke udara selama proses. *Hydrothermal Carbonization* (HTC) muncul sebagai salah satu solusi pengelolaan sampah kota yang lebih ramah lingkungan. HTC dapat memproses sampah dengan kadar air yang masih cukup tinggi dengan menghasilkan *hydrochar* yang kemudian diproses menjadi briket untuk meningkatkan densitasnya. Briket *hydrochar* digunakan sebagai bahan bakar pada proses gasifikasi sehingga menghasilkan *syngas* (bahan bakar gas). Pada studi ini, sampel sampah di lima kota di Jawa Timur-Indonesia dianalisis untuk menentukan komponen material *ultimate* dan *proximate*. Hasil dari pengujian *ultimate* dan *proximate* sampah digunakan sebagai data masukan untuk melakukan simulasi proses HTC dan gasifikasi. Efek dari proses HTC-gasifikasi dapat menaikkan kandungan karbon, nilai kalor, dan hasil *syngas*. Metode analisis menggunakan perhitungan *mass and energy balance*, *heating value*, dan *energy efficiency* produk. Hasil penelitian diperoleh rata-rata *hydrochar yield* sebesar 69,09% dengan rata-rata kenaikan *heating value* 31,67%. Nilai tersebut menunjukkan bahwa proses HTC menghasilkan produk *hydrochar* dengan menurunkan massa bahan baku sampah dan menaikkan kandungan kalor produk dari hasil proses HTC. *Energy yield* tertinggi terdapat pada *hydrochar* kota Surabaya dengan efisiensi energi sebesar 89,47%. Nilai ini dapat mengindikasikan potensial pembangkitan energi dari bahan baku sampah di suatu daerah.

Kata kunci: *Hydrothermal Carbonization*, Gasifikasi, *Municipal Solid Waste*.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# **STUDY OF FUEL GAS RESULTS THROUGH PROCESSING MUNICIPAL SOLID WASTES PROCESSES WITH HYDROTHERMAL CARBONIZATION (HTC) AND GASIFICATION**

By : Bachtiyar Budi Siswanto  
Student Identity Number : 02311850023041  
Supervisor : Dr. Ridho Hantoro, ST., MT.

## **ABSTRACT**

Municipal Solid Wastes (MSW) is a result of wastes disposal from public activities. Wastes can be a problem for the government, environmental, and public health. Based on the data recorded by the Ministry of Environment and Forestry in 2017, the volume of MSW in Indonesia in 2017 amounted to 65.8 million tons. On the other side, the energy potential of wastes (MSW) in Indonesia is given an effect on the development of power plant wastes (PLTSa). Current wastes management technologies, in general, is incineration which can cause environmental pollution due to harmful substances released into the atmosphere during the combustion process. Hydrothermal Carbonization (HTC) has emerged as one of the municipal wastes management solutions that are more environmentally friendly. HTC can process wastes with water levels that are still high to produce hydrochar which is then processed into briquettes to increase its density. Hydrochar briquettes are used as fuel in the gasification process to produce syngas (fuel gas). In this study, the wastes samples in five cities in East Java-Indonesia were analyzed to determine the ultimate and proximate material components. The results of the testing of ultimate and proximate wastes are used as input data to perform process simulation, HTC and gasification. The effects of the HTC-gasification process can increase the carbon contents, calorific value, and the syngas products. The method of analysis uses mass and energy balance calculations, heating value and the energy efficiency of the products. The results shows an average hydrochar yield of 69.09% with an average increase of 31.67% on the heating value. This value indicates that the HTC process produces hydrochar by reducing the mass of wastes materials and increases the caloric contents of the products of the HTC process. The highest energy yield of hydrochar is Surabaya City with an energy efficiency of 89.47%. This value indicates the potential generation of energy from wastes materials in this area.

Keywords: Hydrothermal Carbonization, HTC, Gasification, Municipal Solid Waste.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, yang senantiasa melimpahkan rahmat serta karunia-Nya kepada penulis sehingga dalam menyelesaikan penelitian dan laporan tesis dengan judul “Studi Hasil Bahan Bakar Gas melalui Pengolahan Sampah Kota dengan Proses *Hydrothermal Carbonization* (HTC) dan Gasifikasi”. Penelitian ini merupakan salah satu penelitian yang mengangkat tema mengenai produksi bahan bakar gas dengan metode HTC dan gasifikasi. Fokus utamanya adalah pada analisa pengaruh perubahan temperatur, tekanan, dan *moisture content* terhadap kandungan karbon, *hydrochar yield*, *syngas yield*, *heating value*, dan efisiensi energi di setiap kota pada lima sampel MSW melauai proses HTC dan gasifikasi. Penelitian dan laporan tesis ini tidak dapat diselesaikan oleh penulis tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang memberikan bantuan secara moral maupun materi, terutama kepada:

1. Bapak Dr. Ridho Hantoro, ST., MT selaku dosen pembimbing yang senantiasa memberikan bimbingan, motivasi dan saran dalam menyelesaikan penelitian ini.
2. Bapak Gunawan Nugroho, ST, MT, PhD dan Ibu Dr. Ing. Doty Dewi Risanti, ST, MT selaku dosen penguji yang senantiasa memberikan masukan dan arahan dalam penyelesaian penelitian ini.
3. Semua pihak yang telah membantu dalam penelitian dan penyusunan laporan tesis ini.

Apabila terdapat kekurangan dalam penelitian dan laporan tesis ini, penulis memohon kritik dan saran demi penelitian yang lebih baik. Semoga laporan tesis ini dapat memberikan manfaat dan ilmu bagi banyak orang.

Surabaya, Januari 2020

Penulis

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah	3
1.3. Tujuan	4
1.4. Batasan Masalah	4
1.5. Manfaat	4
BAB II DASAR TEORI	5
2.1 <i>Hydrothermal Carbonization</i> (HTC)	5
2.2 Gasifikasi	12
2.3 Metode Analisis	16
BAB III METODOLOGI	19
3.1 Diagram Alir Penelitian	19
3.2 Prodesur Penelitian	20
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN	29
4.1 Bahan Baku ( <i>Feedstock</i> )	29
4.2 Simulasi Proses HTC	33
4.3 Simulasi Proses Gasifikasi	48
4.4 Energi Gibbs pada Proses <i>Hydrothermal Carbonization</i> dan Gasifikasi	64
4.5 Kestimbangan Massa dan Energi Proses HTC-Gasifikasi pada Lima Sampel MSW	71
BAB IV KESIMPULAN	76
DAFTAR PUSTAKA	79
DAFTAR LAMPIRAN	87

Lampiran 1-A	Hasil Uji Proximate dan Ultimate MSW Kota Nganjuk	88
Lampiran 1-B	Hasil Uji Proximate dan Ultimate MSW Kota Pamekasan	89
Lampiran 1-C	Hasil Uji Proximate dan Ultimate MSW Kota Surabaya	90
Lampiran 1-D	Hasil Uji Proximate dan Ultimate MSW Kota Gresik	91
Lampiran 1-E	Hasil Uji Proximate dan Ultimate MSW Kota Malang	92
Lampiran 2-A	Hasil Simulasi Proses HTC Kota Malang dan Gresik	93
Lampiran 2-B	Hasil Simulasi Proses HTC Kota Nganjuk dan Pamekasan	94
Lampiran 2-C	Hasil Simulasi Proses HTC Kota Surabaya	95
Lampiran 3-A	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0 Kota Pamekasan	96
Lampiran 3-B	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0 Kota Nganjuk	97
Lampiran 3-C	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0 Kota Surabaya	98
Lampiran 3-D	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0 Kota Malang	99
Lampiran 3-E	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0 Kota Gresik	100
Lampiran 4-A	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5 Kota Pamekasan	101
Lampiran 4-B	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5 Kota Nganjuk	102
Lampiran 4-C	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5 Kota Surabaya	103
Lampiran 4-D	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5 Kota Malang	104
Lampiran 4-E	Hasil Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5 Kota Gresik	105
Lampiran 5-A	Hasil Variasi Temperatur dan Tekanan Pada Proses Gasifikasi Rasio O/H 0,5	106
Lampiran 5-B	Hasil Variasi Temperatur dan Tekanan Pada Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,0	107
Lampiran 5-C	Hasil Variasi Temperatur dan Tekanan Pada Proses Gasifikasi Rasio O/H 1,5	108
Lampiran 6	Dokumentasi Preparasi Uji Sampel	109

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Properti air	6
Gambar 2. 2 Struktur produk dari HTC	7
Gambar 2. 3 Proses gasifikasi	13
Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian	20
Gambar 3. 2 Skema Simulasi HTC	22
Gambar 3. 3 Skema desain proses gasifikasi	27
Gambar 4. 1 Persentase jenis sampah di lima kota di Jawa Timur	31
Gambar 4. 2 Grafik perbandingan nilai <i>proximate</i> terhadap HHV pada lima kota di Jawa Timur	32
Gambar 4. 3 Perbandingan rasio atomic terhadap rasio bahan bakar pada lima kota di Jawa Timur	33
Gambar 4. 4 Diagram <i>volatile matter-fixed carbon-ash</i> dari MSW di lima kota	34
Gambar 4. 5 Skema proses eksperimen <i>hydrothermal carbonization</i>	35
Gambar 4. 6 Pengaruh temperatur terhadap kandungan karbon pada <i>hydrochar</i>	39
Gambar 4. 7 Pengaruh tekanan terhadap kandungan karbon pada <i>hydrochar</i>	40
Gambar 4. 8 Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap kandungan karbon <i>hydrochar</i>	41
Gambar 4. 9 Diagram <i>hydrochar yield, energy yield</i> dan <i>heating value</i> di tiap kota	43
Gambar 4. 10 Diagram Van Krevelen menentukan kualitas <i>hydrochar</i> dan MSW	44
Gambar 4. 11 Pengaruh <i>moisture content</i> terhadap <i>hydrochar yield</i>	46
Gambar 4. 12 Perbandingan kenaikan HHV, <i>hydrochar yield</i> dan <i>energy yield</i> pada lima kota	48
Gambar 4. 13 Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap metana	50
Gambar 4. 14 Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa karbon dioksida	50
Gambar 4. 15 Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa hidrogen	51
Gambar 4. 16 Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa karbon monoksida	51

Gambar 4. 17 Pengaruh perubahan temperatur terhadap kadar <i>syngas</i>	53
Gambar 4. 18 Pengaruh perubahan tekanan terhadap kadar <i>syngas</i>	54
Gambar 4. 19 Pengaruh temperatur terhadap <i>heating value</i> dan <i>gas yield</i> pada rasio 1,0	56
Gambar 4. 20 Pengaruh temperatur terhadap <i>heating value</i> dan <i>gas yield</i> pada rasio 0,5	56
Gambar 4. 21 Pengaruh rasio oksigen/ <i>hydrochar</i> terhadap <i>gas yield</i>	58
Gambar 4. 22 Pengaruh rasio oksigen/ <i>hydrochar</i> terhadap <i>heating value</i>	58
Gambar 4. 23 Produksi <i>syngas</i> pada variasi massa oksigen pada proses pembakaran gasifikasi	59
Gambar 4. 24 Hasil <i>gas yield</i> , efisiensi gasifikasi, dan LHV <i>syngas</i> lima kota	62
Gambar 4. 25 Kestimbangan massa dari proses HTC dan gasifikasi	73
Gambar 4. 26 Kestimbangan energi dari proses HTC dan gasifikasi	74

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 SNI Bio-Coal di Indonesia	12
Tabel 2. 2 Reaksi keseluruhan proses gasifikasi	18
Tabel 3. 1 Teknik pengambilan jenis sampah di lima kota	21
Tabel 4. 1 Persentase jenis sampah di lima kota di Jawa Timur	30
Tabel 4. 2 Persentase hasil pengujian <i>ultimate</i> dan <i>proximate</i> pada lima kota di Jawa Timur	32
Tabel 4. 3 Hasil simulasi dengan eksperimen	36
Tabel 4. 4 Pengaruh temperatur terhadap kandungan karbon pada <i>hydrochar</i>	38
Tabel 4. 5 Pengaruh tekanan terhadap kandungan karbon pada <i>hydrochar</i>	40
Tabel 4. 6 Produk <i>hydrochar</i> melalui proses HTC di tiap kota	42
Tabel 4. 7 Hasil <i>hydrochar yield</i> pada variasi <i>moisture content</i>	46
Tabel 4. 8 Perbandingan kenaikan HHV, <i>hydrochar yield</i> dan <i>energy yield</i> pada lima kota	48
Tabel 4. 9 Perbandingan validasi data simulasi gasifikasi	49
Tabel 4. 10 Rata-rata kandungan <i>syngas</i> pada variasi rasio pada temperatur 500-1200 °C	60
Tabel 4. 11 Pengaruh temperatur terhadap <i>heating value</i> dan <i>gas yield</i>	61
Tabel 4. 12 Hasil kadar <i>syngas</i> dengan sampel MSW 5 kota di Jawa Timur	62
Tabel 4. 13 Properti termodinamika pada proses HTC-Gasifikasi di setiap kota	71
Tabel 4. 14 Kesetimbangan massa dari proses HTC dan gasifikasi	73
Tabel 4. 15 Kesetimbangan energi dari proses HTC dan gasifikasi	73

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

*Municipal Solid Waste* (MSW) merupakan sampah padat dari aktivitas masyarakat yang menjadi satu di suatu daerah (Boumanchar et al., 2017). MSW meliputi sisa-sisa makanan, limbah makanan, wadah dan kemasan produk dan limbah anorganik. MSW tidak termasuk limbah industri, limbah pertanian, dan limbah dari saluran pembuangan. MSW dapat berupa limbah berbentuk padat dan setengah padat. Jenis limbah ini berkaitan dengan limbah sisa bersumber dari rumah tangga dan *food waste* (FW) seperti sisa daging, sayur, olahan tepung dan sebagainya yang mengandung bahan-bahan yang belum dipisahkan atau dikirim untuk didaur ulang. Indonesia tergolong sebagai penghasil MSW terbanyak berdasarkan data yang dicatat oleh Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan tahun 2017 dan volume MSW di Indonesia sepanjang 2017 tercatat sebesar 65,8 juta ton (Jibillah, 2019). Penumpukan sampah yang terkumpul di Tempat Pembuangan Akhir (TPA) adalah karena minimnya pengolahan/daur ulang sampah menjadi lebih bermanfaat.

Pengolahan sampah dalam pembangkitan energi di Indonesia adalah banyak menggunakan metode insenerasi atau pembakaran sampah. Teknologi pengolahan sampah tersebut melibatkan pembakaran bahan organik bertemperatur tinggi. Insinerasi material sampah mengubah sampah menjadi abu, gas sisa hasil pembakaran, partikulat, dan panas. Panas yang dihasilkan dimanfaatkan sebagai energi pembangkit listrik. Sisa pembakaran yang dilepaskan ke atmosfer tergolong mencemarkan udara karena tingginya gas berbahaya dari proses pembakaran. Dalam pembangkitan energi selain insenerasi, teknologi-teknologi pengolahan sampah yang ada adalah dengan menggunakan metode *Refuse Derived Fuel* (RDF) (Násner et al., 2017), *Sanitary Lanfill* (SL) (Effat & Hegazy, 2012), gasifikasi (Gai, et al., 2016; Kamble, et al., 2019; Zheng et al., 2019), dan *Hydrothermal Carbonization* (HTC) (Khan et al., 2019; Kim, et al., 2017; Lucian et al., 2018). RDF mengubah fraksi sampah yang mudah terbakar dari limbah padat perkotaan

untuk dijadikan bahan bakar. Tujuan RDF dapat mengurangi sampah-sampah plastik yang ada di Tempat Pembuangan Akhir (TPA). Tantangannya, tidak semua jenis sampah memenuhi standar kadar air dan kadar abu untuk dijadikan RDF. SL merupakan penangkapan gas metana yang dihasilkan oleh sampah yang membusuk dan lama tertimbun untuk dialirkan menjadi energi, biogas, dan pemupukan. Kekurangan dari metode SL ini adalah tidak dapat mengurangi massa sampah yang ada di TPA karena proses penimbunan. Sehingga, pemerintah harus merencanakan alokasi lahan baru untuk TPA. *Hydrothermal Carbonization* (HTC) adalah proses reaksi di dalam sebuah reaktor dengan menghasilkan karbon, zat cair, dan gas. Hasil dari proses HTC berupa karbon dapat berupa *Hydrochar* (butiran serbuk dengan karakteristik mirip dengan batubara) dapat digunakan sebagai bahan bakar proses gasifikasi dimana dapat mengkonversi *hydrochar* menjadi *syngas*. Gas yang dihasilkan dari proses *syngas* dapat dijadikan pembangkitan energi dengan menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik. Teknologi ini dapat menjawab masalah kekurangan dari proses insenerasi yang kurang ramah lingkungan (tanpa pembakaran sampah secara langsung), baik RDF maupun SL. Selain itu pengurangan massa sampah di TPA dan produk dari proses HTC dapat dijadikan bahan bakar alternatif pengganti batubara sebagai tujuan penelitian.

Penelitian (Mäkelä & Yoshikawa, 2016) menunjukkan bahwa parameter terpenting untuk penggunaan energi dalam proses HTC adalah temperatur. Selain itu, penelitian lain juga menjelaskan tentang penggunaan reaktor *batch* pada proses HTC yang menghasilkan bahwa proses HTC sangat efektif untuk menghasilkan bahan bakar padat sebagai vektor energi (Lucian et al., 2018). Sisa makanan berpotensi sebagai penghasil energi (McGaughy & Toufiq Reza, 2018). Berdasarkan potensinya sebagai cadangan energi, teknik HTC yang dikombinasikan dengan gasifikasi dalam mengelolah limbah pertanian mampu untuk menghasilkan listrik (Steurer et al., 2015). Pemanfaatan HTC menghasilkan *Bio-Coal* sebagai bahan baku pembangkit listrik dengan upaya pengurangan emisi rumah kaca (Medick, et al., 2018).

HTC menghasilkan produk solid dengan nilai fraksi massa karbon yang bervariasi. Selain pengaruh komposisi *Proximate* dan *Ultimate* dari MSW, temperatur dan tekanan berpengaruh pada produksi *hydrochar yield, high heating*

*value* (HHV), dan *ash*. Seperti penelitian yang dilakukan oleh (Jibillah, 2019) menyatakan bahwa semakin tinggi suhu operasi yang digunakan menyebabkan semakin besar kandungan karbon pada *hydrochar* dan kondisi yang ideal dari Hasil HHV dan *hydrochar yield* berada pada suhu 240 °C dan tekanan 33 bar dengan HHV 15,17 MJ/kg. Reaktor HTC dioperasikan pada temperatur dan tekanan berkisar antara 150-280 °C dan 1,3-5,5 MPa menghasilkan nilai *high heating value* (HHV) antara 13-27,5 MJ/kg (Kim et al., 2017). Penelitian lain juga membuat variasi temperatur 200, 230, dan 260 °C dengan HHV antara 25,12-33,08 MJ/kg (McGaughy et al., 2018). Hasil keluaran *hydrochar* dan *liquid* dibutuhkan temperatur 180-250°C dengan tekanan 1,2-2,5 MPa (Müller-Lindenlauf, 2019). Analisa *proximate*, *ultimate* dan HHV dianalisa dengan pada sebuah eksperimen dengan temperatur 180-300°C bertekanan 6,84-8,9 MPa menghasilkan pellet *hydrochar* berdensitas 1,06–1,21 gr/cm<sup>3</sup> serta HHV 19,66–25,68 MJ/kg (Zhu et al., 2019).

Berdasarkan dari teknologi pengolahan MSW dengan mempertimbangkan penanggulangan volume sampah di TPA dan hasil *syngas* maka, tujuan tesis ini adalah memanfaatkan penggunaan metode HTC dan gasifikasi dengan menganalisa pengaruh perubahan temperatur, tekanan dan variasi *moisture content* MSW terhadap *hydrochar yield*, HHV dan *energy yield*. Potensi pembangkitan energi tenaga sampah di Jawa Timur yaitu dengan mengetahui karakteristik *hydrochar* dan *syngas* yang dihasilkan dari proses HTC dan gasifikasi. Data *proximate* dan *ultimate* dari lima sampel MSW sebagai data komposisi jenis sampah yang akan diteliti. Pemilihan sampel MSW di lima kota propinsi Jawa Timur untuk mewakili tiap kota di Jawa Timur dengan katagori kota besar, sedang dan kecil. Kota besar (Surabaya dan Malang), sedang (Pamekasan dan gresik) dan kecil (Nganjuk). Pemilihan katagori kota sesuai rasio jumlah penduduk terhadap luas daerah Badan Pusat Statistik (BPS) Jawa Timur tahun 2017.

## **12 Rumusan Masalah**

Berdasarkan latar belakang diatas, maka rumusan masalah yang akan diangkat dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

- a. Bagaimana karakteristik *hydrochar* yang dihasilkan dari proses *hydrothermal*

*carbonizations* dengan sampel MSW di lima kota/kabupaten Jawa Timur?

- b. Bagaimana karakteristik *syngas* yang dihasilkan dari proses gasifikasi dengan sampel MSW di lima kota/kabupaten Jawa Timur?

### **13. Tujuan**

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

- a. Mengetahui karakteristik *hydrochar* yang dihasilkan dari proses *hydrothermal carbonizations* dengan sampel MSW di lima kota/kabupaten Jawa Timur
- b. Mengetahui karakteristik *syngas* yang dihasilkan dari proses gasifikasi dengan sampel MSW di lima kota/kabupaten Jawa Timur?

### **14. Batasan Masalah**

Penelitian dilakukan dengan batasan masalah sebagai berikut:

- a. Analisa karakteristik *hydrochar* dan *syngas* dilakukan dengan simulasi
- b. Sample MSW diambil di 5 (lima) kota propinsi Jawa Timur yakni Surabaya, Malang, Nganjuk, Gresik, dan Pamekasan.
- c. Distribusi panas pada reaktor dianggap uniform.
- d. Proses diasumsikan dalam keadaan *steady*.
- e. *Heat loss* dan *pressure drop* diabaikan
- f. Desain unit operasi tidak dibahas

### **15. Manfaat**

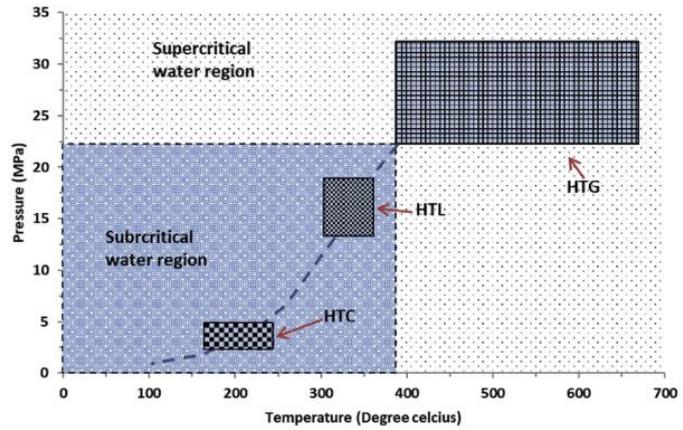
Penelitian ini diharapkan dapat mengetahui potensi pembangkitan energi di Jawa Timur-Indonesia dengan metode HTC dan gasifikasi dengan *feedstock* MSW ditinjau dari karakteristik *hydrchar* dan *syngas*-nya. Pengaruh parameter temperatur, tekanan dan *moisture content* MSW terhadap kualitas *hydrochar* dianalisa dengan *heating value*, *hydrochar* dan *gas yield* serta efisiensi energi. Berdasarkan hasil simulasi dari penelitian ini maka dapat dijadikan acuan dalam penelitian-penelitian selanjutnya dalam pembangkitan PLTSa.

## BAB II

### DASAR TEORI

#### 2.1 *Hydrothermal Carbonization (HTC)*

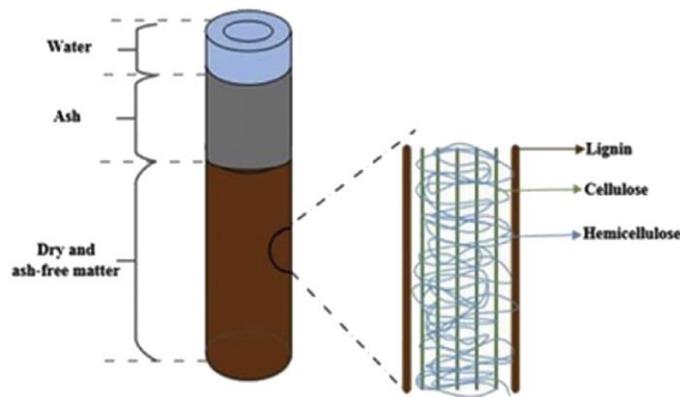
*Hydrothermal Carbonization* atau HTC adalah teknik konversi termokimia yang sifatnya mampu mengubah biomassa basah menjadi bahan kimia tanpa pengeringan dengan cara mengalirkan uap air pada kondisi subkritis ke dalam reaktor untuk mengubah bahan baku menjadi *hydrochar* yang kaya karbon (Zhu et al., 2019). HTC telah banyak dimanfaatkan untuk berbagai macam turunan limbah termasuk limbah lumpur, ganggang, dan limbah padat kota untuk memecahkan masalah praktis dan menghasilkan produk karbon yang diinginkan (Zhu et al., 2019). Pada umumnya sifat air akan sangat berbeda pada kondisi subkritis dan superkritis. Temperatur pada HTC berkisar 180-280 °C pada tekanan saturasi, HTL (*hydrothermal liquifaction*) 280- 374 °C pada tekanan saturasi, dan HTG (*hydrothermal gasification*) 450-600 °C pada tekanan 50-250 bar. Peningkatan temperatur mengakibatkan konstanta dielektrik air menurun. Penurunan konstanta dielektrik air dapat mempromosikan solubilisasi dari bahan organik (Jensen, et al., 2017). Ikatan hidrogen pada senyawa air melemah, dan menghasilkan konstanta ionisasi yang tinggi. Konstanta ionisasi yang tinggi akan meningkatkan disosiasi air menjadi ion asam hidronium ( $H_3O^+$ ) dan ion hidroksida ( $OH^-$ ) (Kalinichev et al., 1994). Air dalam bentuk subkritis kaya akan kandungan  $H^+$  jika dibandingkan dengan air dalam fasa cair. Keadaan tersebut menjadikan air subkritis sangat cocok untuk menjadi media senyawa organik yang dikatalisis dengan senyawa asam tanpa asam tambahan (Kalinichev et al., 1994). Penggunaan HTC tidak terbatas pada biomassa lignoselulosa (berkayu), bahan bakunya dapat lebih kompleks yang sebagian besar berupa bahan organik. Bahan baku tersebut membutuhkan *treatment* yang tepat agar tidak mencemari lingkungan. Pada hasil *review*, studi tentang HTC masih sedikit dikembangkan di dunia. Teknologi dari *Waste to Energy (WtE)* masih banyak mengembangkan *Inceneration* dan *Biogasication* dengan studi menghasilkan listrik, termal, bahan bakar alternatif, dan sebagai nutrisi (Mayer, et al., 2019).



**Gambar 2. 1** Properti air (Khan et al., 2019)

Air yang terkandung dalam biomass maupun MSW dapat bereaksi sebagai pelarut dalam proses *hydrothermal*. *Hydrothermal carbonization*, *liquefaction*, dan *gasfication* memiliki rentang temperatur dan tekanan yang berbeda satu sama lainnya sesuai Gambar 2. 1. *Hydrothermal carbonization* terjadi pada rentang temperatur 180-250 °C dan tekanan 16-50 bar pada *subcritical water*. *Subcritical water* merupakan air pada temperatur antara titik didih atmosfer dan temperatur kritis air (374 °C) dan umumnya terjadi pada temperatur di atas 200 °C. Tekanan berfungsi untuk menjaga air dalam keadaan cair. Pada keadaan *Subcritical water* tekanan mungkin sama dengan tekanan uap air pada temperatur tertentu atau lebih tinggi.

Produk-produk HTC terdiri dari 3 komponen: padat, larutan berair (bio-oil dicampur dengan air), dan sedikit gas (terutama CO<sub>2</sub>) (Cao et al., 2013; Sun et al., 2014). Sampah padat sebagai produk utama dari HTC dapat dengan mudah dipisahkan dari suspensinya berdasarkan sifat hidrofobitasnya dan properti-properti homogenya (Hoekman, et al., 2013). Distribusi produk HTC bergantung pada jenis bahan baku yang digunakan serta kondisi proses (Heidari, et al., 2018). Teknologi ini telah diaplikasikan dengan luas dalam pengelolaan biomassa dengan kadar air tinggi atau sampah organik menjadi bahan bakar.(Lu, et al., 2011).



**Gambar 2. 2** Struktur produk dari HTC (Heidari et al., 2018)

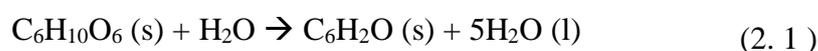
Salah satu manfaat utama penerapan HTC adalah fleksibilitas yang tinggi pada pilihan bahan baku. Lignocellulosic biomassa merupakan salah satu jenis yang sangat berpotensi menjadi bahan baku HTC. Struktur umum biomassa lignoselulosa dapat ditunjukkan pada Gambar 2. 2, yang merupakan contoh jenis bahan baku dari sampah kayu. Sedangkan pada MSW juga terdiri dari jenis sampah makanan dan plastik. Perbedaan struktural tiap jenis sampah akan menghasilkan perilaku yang berbeda selama proses HTC dan menghasilkan hasil yang berbeda, seperti *heating value* dan kandungan produk (*hydrochar*) (Heidari et al., 2018).

Reaksi kimia dalam proses *hydrothermal carbonization* terjadi reaksi secara kompleks dan simultan. HTC terjadi lima reaksi, yakni reaksi hidrolisis, dehidrasi, dekarboksilasi, kondensasi-polimerisasi, dan aromatisasi. Reaksi hidrolisis terjadi pada reaksi air dengan ether dan ester dengan tiga bio-makromolekul (selusosa, hemi selusosa, dan lignin) biasanya terdapat pada kayu. Sedangkan sampah makanan (polisakarida, protein, dan lipid) juga bereaksi dengan air. Hidrolisis terjadi pada temperatur dibawah 180 °C. Selusosa memiliki jaringan yang lebih kuat dan lebih dominan, karena merupakan serat yang terdapat pada kayu sehingga diperlukan temperatur yang lebih tinggi saat hidrolisis yakni sekitar 230 °C. Lignin dapat terjadi pada temperatur diatas 230 °C. Pada bahan bakar padat, lignin memiliki kandungan energi yang tinggi dan memiliki struktur pengikat dengan baik. Hidrolisis pada selusosa dan hemiselusosa dapat memecah produk menjadi bagian-bagian kecil, seperti molekul mono dan disakarida, seperti glukosa, fluktosa, galaktosa, dan lainnya (Basu, 2008; Rada, 2017). Sedangkan, produk yang larut

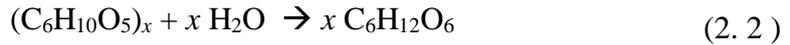
dengan air adalah seperti *acetic acid*, *furans*, *furfurals*, dan lainnya. Dehidrasi terjadi di luar proses hidrolisis, dimana mengeliminasi ikatan hidroksil grup pada MSW dan dapat menurunkan massa produk dengan mengubah komposisi kimia. Pelepasan oksigen dan hidrogen dapat menurunkan rasio H/C dan O/C. Dekarboksilasi terjadi pada proses HTC dengan memproduksi CO<sub>2</sub> yang merupakan senyawa yang dominan pada fasa gas produk. Pada reaksi lain seperti kondensasi dapat juga menghasilkan CO<sub>2</sub>. Dehidrasi dan dekarboksilasi terjadi secara simultan. Dekarboksilasi menghasilkan CO<sub>2</sub> ketika dehidrasi memproduksi H<sub>2</sub>O. Rasio dekarboksilasi terhadap dehidrasi berkisar 0,2-1,0. (Reza et al. 2014). Laju dehidrasi lebih cepat dibandingkan dengan dekarboksilasi sehingga pada kondisi ini menjadikan temperatur operasi tinggi dan membutuhkan waktu yang lama. *Mass yield* CO<sub>2</sub> meningkat 2% pada temperatur 200 °C dan dapat meningkat 10% pada temperatur 275 °C (Hoekman et al., 2013). Reaksi kondensasi-polimerisasi membentuk ikatan C-C selama pelepasan H<sub>2</sub>O. Kondensasi ganda dengan kumpulan struktur yang banyak menghasilkan polimerisasi. Reaksi kondensasi menghasilkan ikatan silang di antara pecahan-pecahan besar berasal dari dekomposisi selulosa dan lignin. Selulosa dan hemiselulosa tidak memiliki struktur aromatik. Struktur aromatisasi diproduksi selama proses HTC. Reaksi aromatisasi terjadi pada temperatur tinggi. Adanya struktur aromatik didapat dari lignin yang menyatu dengan *hydrochar*. Struktur aromatik dapat membangun blok-blok pada *hydrochar* padat dimana ini merupakan ciri khas pada batubara natural (*hydrochar*). Proses HTC dapat dipercepat dengan penambahan katalis. Penambahan alkali, sodium karbonat (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), nikel, potasium karbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), *citric acid*, dan penambahan CO<sub>2</sub> dapat diberikan kedalam reaktor untuk mempercepat proses HTC.

Reaksi yang terjadi di didalam reaktor *hydrothermal carbonizations* (Khan et al., 2019):

Reaksi umum *hydrothermal carbonizations* :



Reaksi Hidrolisis :



Reaksi Dehidrasi :



Reaksi Dekarboksilasi :



Reaksi Polimerisasi/dekondensasi :



Reaksi Aromatisasi:



Pada proses HTC, sampah kota dimasukkan ke dalam sebuah reaktor dengan massa sampah dan volume reaktor tertentu. Reaktor HTC pada umumnya menggunakan agitator/pengaduk sampah agar terkarbonisasi merata di dalam reaktor. Reaktor yang berisi sampah diberikan *steam* melalui boiler. Sampah logam, kaca dan bahan berbahaya disortir sebelum masuk reaktor. Proses karbonisasi sampah untuk menjadi *hydrochar* harus dalam kondisi saturasi. Suhu pada proses HTC berkisar antara 150 hingga 280 °C dengan tekanan saturasi. Suhu maupun tekanan dapat dijaga tetap pada masing-masing kondisi saturasi. Contohnya, suhu dapat dijaga tetap dengan tekanan yang mengikuti saturasi, begitu juga sebaliknya.

Proses di dalam reaktor HTC, terjadi 3 (tiga) reaksi yang dominan menghasilkan *hydrochar* yaitu reaksi *hydrolysis*, *dehydrations*, dan *decarboxilations*. Proses hidrolisis merupakan pemisahan atom hidrogen pada H<sub>2</sub>O menjadi H<sup>+</sup> + OH<sup>-</sup> dan proses dehidrasi merupakan proses pelepasan senyawa H<sub>2</sub>O, sedangkan proses dekarboksilasi adalah proses pembentukan karbon dengan melepaskan senyawa CO<sub>2</sub>. Ketiga proses ini terjadi secara paralel di dalam reaktor yang belum diketahui waktu proses dari masing-masing reaksi. Waktu dalam karbonisasi sampah menjadi *hydrochar* pada umumnya berkisar 1-8 jam tergantung massa sampah yang dimasukkan ke dalam reaktor *batch*. Setelah proses karbonisasi

di dalam reaktor *batch* selesai, maka produk hasil keluaran dipisah di dalam separator dengan penambahan air. Hal ini bertujuan agar material padat yang tidak terkarbonisasi optimal dapat dipisahkan, selain tujuan utama separasi adalah pemisahan H<sub>2</sub>O dengan *hydrochar*. Selanjutnya, proses *brequeter* dilakukan agar kandungan air pada *hydrochar* dapat berkurang hingga maksimal 90%. Dalam pembentukan *hydrochar* sebagai bahan bakar pada gasifikasi, kandungan *moisture content* harus dibawah 30%. Kandungan *moisture content* yang baik sebagai bahan bakar pada *gasifier*, tidak lebih dari 10%. Sehingga, produk *hydrochar* perlu dikeringkan yang selanjutnya dijadikan briket. Metode pengeringan pada *hydrochar* dapat berupa pengeringan melauai sinar matahari langsung dan dengan menggunakan *dryer*. Hasil keluaran dari *dryer* dapat langsung dijadikan briket dengan alat *brequeter*.

Berikut adalah parameter-parameter yang sangat berpengaruh dalam proses HTC:

**a) Temperatur**

Temperatur merupakan parameter yang terpenting dalam proses HTC karena temperatur adalah penentu utama sifat air yang menyebabkan reaksi ionik pada daerah subkritis. Di atas titik kritis, reaksi radikal bebas terjadi di wilayah superkritis (Savage, 1999). Namun, dalam reaksi HTC yang didominasi ion, peningkatan suhu mengubah viskositas air yang memungkinkan untuk memudahkan penetrasi ke media berpori yang akan semakin menghancurkan biomassa (Funke, et al., 2013).

**b) Waktu Tinggal**

Waktu tinggal merupakan faktor penting dalam pembentukan *hydrochar*, karena waktu tinggal yang lama dapat meningkatkan reaksi. Dibandingkan dengan temperatur, waktu tinggal memiliki efek yang lebih kecil namun berpengaruh terhadap pembentukan produk padat. Kualitas *hydrochar* padat akan baik (kaya dengan kandungan karbon) jika waktu tinggalnya lama dan menurun seiring dengan singkatnya waktu tinggal.

**c) Bahan Baku**

Bahan baku adalah bahan biologi terbarukan yang dapat digunakan

dalam membuat produk yang dapat dijadikan bahan bakar, atau dikonversi ke bentuk lain seperti produk energi. Bahan mentah biomassa seperti tanaman dan alga dapat digunakan untuk menghasilkan bahan bakar seperti etanol, butanol, biodiesel, dan bahan bakar hidrokarbon lainnya. Contoh dari bahan baku adalah pati jagung, sisa tanaman, tanaman berkayu, *municipal solid waste*, dan lainnya. Semakin seragam (homogen) bahan bakunya maka akan semakin baik pula hasil produk HTC (Zhao, et al. 2014).

**d) Kadar air**

Kadar air merupakan salah satu parameter yang mempengaruhi proses HTC. Kandungan air dapat mempercepat proses hidrolisis. Pengaruh air di dalam proses HTC menjadi media transfer dan penyimpanan panas yang baik (Siskin et al., 1991). Air merupakan penentu dari laju reaksi karena distribusi zat dipengaruhi oleh zat pelarut. Pada saat suhu dinaikkan sifat pelarut air meningkat dalam melarutkan material sampah.

**e) Konsentrasi Substrat**

Konsentrasi yang tinggi dari substrat yang digunakan dalam reaksi HTC memungkinkan untuk mencapai tingkat produktivitas yang tinggi dibandingkan dengan substrat yang memiliki kadar air yang lebih tinggi. Sifat *hydrochar* yang berasal dari berbagai konsentrasi sangat bergantung pada berat pada kondisi hidrotermal, khususnya waktu tinggal yang menyediakan waktu yang cukup untuk produksi produk larut dan polimerisasi (Sun et al., 2014).

**f) Laju Pemanasan**

*Hydrochar* dapat diperoleh pada tingkat pemanasan tinggi. Perubahan temperatur yang tinggi mengakibatkan reaksi hidrolisis, dehidrasi dan dekarboksilasi berlangsung cepat. Hambatan termal dari tiap jenis sampah yang rendah dapat mempercepat laju pemanasan material sampah keseluruhan. Sehingga, pada tingkat pemanasan yang sesuai selama proses HTC dapat mengontrol distribusi produk *hydrochar*

dan cairan.

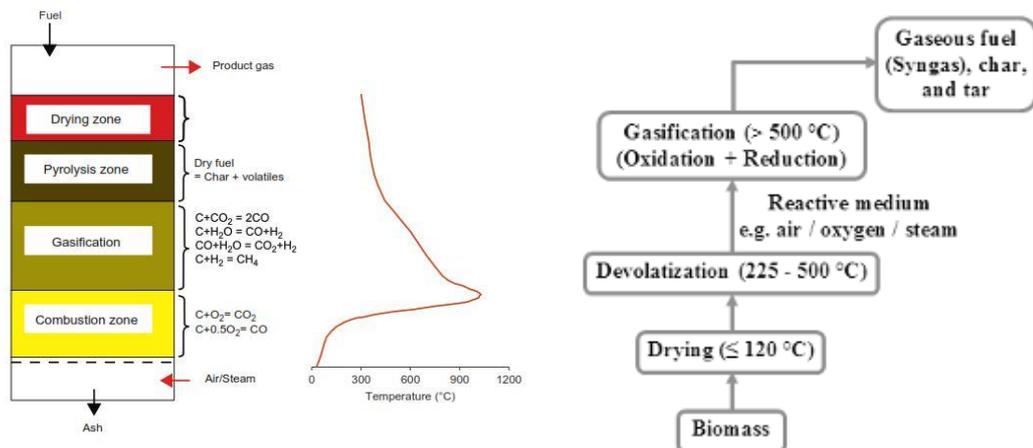
Analisis proksimat dan ultimat *hydrochar* diperlukan untuk memastikan pemanfaatan *hydrochar* yang efisien sebagai bahan bakar. Analisis yang sering digunakan adalah analisis kandungan *volatile*, *fixed carbon*, dan abu. Komposisi unsur dari *hydrochar* dilihat dari rasio H/C dan O/C, berubah semakin rendah selama proses HTC, dan menunjukkan tingkat karbonisasi *hydrochar*. Tabel 2. 1 berikut adalah Standar Bio-Coal di Indonesia (SNI).

**Tabel 2. 1** SNI Bio-Coal di Indonesia (Badan Standarisasi Nasional SNI 01-6235-2000)

No.	Standar yang digunakan	Nilai
1.	Nilai Kalor	>5000 kal/gr
2.	Kandungan air	<8%
3.	Abu	<8%
4.	Volatile metter	<15%
5.	Fixed carbon	>65%

## 2.2 Gasifikasi

Gasifikasi adalah proses konversi energi dari bahan bakar yang mengandung karbon (padat ataupun cair) menjadi gas yang kemudian disebut sebagai *syntetic gas* atau *syngas* dengan cara oksidasi parsial pada temperatur tinggi. Produk yang dihasilkan dapat dikategorikan menjadi tiga yaitu, padatan, cairan dan gas permanen. Media yang paling umum digunakan dalam proses gasifikasi adalah udara dan uap. Dalam proses gasifikasi terdapat 4 (empat) zona di dalam gasifier. Zona tersebut terdiri dari *combustion*, *gasification*, *pyrolysis*, dan *drying*.



**Gambar 2. 3** Proses gasifikasi (Basu, 2008)

Berdasarkan arah aliran, gasifier dapat dibedakan menjadi gasifikasi aliran searah (*downdraft gasification*), gasifikasi aliran berlawanan (*updraft gasification*) dan gasifikasi aliran menyilang (*crossdraft gasification*).

Berikut adalah rincian tahapan proses gasifikasi:

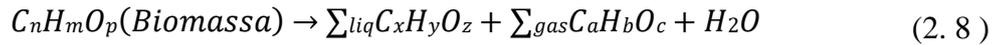
**a) Pengeringan (*drying*)**

Temperatur yang digunakan sebagai pengeringan berada pada suhu 100-200  $^\circ\text{C}$ . Konversi butiran air menjadi uap air terjadi selama proses pengeringan. Jumlah kelembaban yang dilepaskan sama dengan uap air yang terbentuk dan dapat diekspresikan dalam kesetimbangan massa sebagai berikut:

$$m_{H_2O(l)} = m_{H_2O(g)} \tag{2. 7}$$

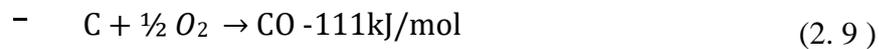
**b) Pirolisis (*pyrolysis*)**

Selama proses pirolisis molekul biomassa terdekomposisi menjadi gas kental, tar dan arang pada suhu antara 200-700  $^\circ\text{C}$  dalam keadaan tidak ada oksigen. Gas dapat dikondensasikan dalam belokan yang diurai menjadi gas yang tidak dapat dikondensasikan ( $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$ , dan  $CH_4$ ), cair, dan arang. Dekomposisi terjadi antara gas-gas fase (reaksi homogen) dan fase gas-padat (reaksi heterogen). Uap yang dapat dikondensasikan itu retak menjadi gas permanen ( $CO$  dan  $CO_2$ ) yang tidak dapat dikondensasikan. Proses pirolisis ditunjukkan melalui persamaan reaksi berikut ini:



**c) Oksidasi (*oxidation*)**

Oksidasi parsial dari karbon (C) menghasilkan karbon monoksida dan panas sesuai persamaan oksidasi parsial berikut:



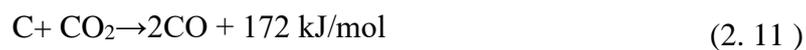
Sementara oksidasi total arang menghasilkan karbon dioksida dan lebih banyak panas sesuai persamaan oksidasi total berikut:



**d) Reduksi (*reduction*)**

Reaksi gasifikasi utama selama proses reduksi gas yang mudah terbakar terbentuk selama proses ini. Reaksi endotermik dan eksotermik terjadi selama proses reduksi.

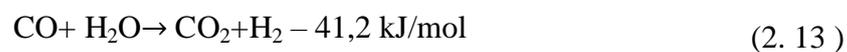
Reaksi gas:



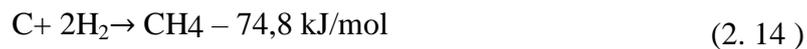
Reaksi air-gas:



Reaksi pergeseran air-gas:



Reaksi Metana:



Dalam proses gasifikasi ada beberapa parameter penting yang perlu diperhatikan, yaitu:

**a) Karakterisasi Bahan Baku**

Kualitas gas produksi dipengaruhi oleh karakteristik bahan baku (biomassa) yaitu komposisi, ukuran partikel, dan kadar air. Dibandingkan dengan biomassa ukuran besar, ukuran biomassa yang lebih kecil

menghasilkan kualitas gas produksi yang lebih baik (Yin et al., 2012). Kadar air dalam bahan baku biomassa juga mempengaruhi kualitas gas yang dihasilkan. Bahan baku biomassa dengan kadar air lebih rendah menghasilkan gas produksi yang lebih baik kualitasnya.

**b) Rasio Ekivalensi**

Parameter penting dalam gasifikasi yang berhubungan dengan udara adalah rasio kesetaraan/ekivalensi. Jika rasio ekivalensi yang kecil maka produksi *char* bertambah dan produksi *syngas* akan menurun, serta *heating value* juga akan rendah. Sebaliknya pada rasio ekivalensi yang tinggi dimana penggunaan jumlah udara yang besar maka meningkatkan komposisi gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dikarenakan semakin mendekati pembakaran sempurna. *Equivalent Ratio* (ER) pada proses gasifikasi antara oksigen/*char* biasanya berkisar antara 0.2-0.3 agar produksi gas metana lebih dominan.

**c) Temperatur Gasifikasi**

Dalam proses gasifikasi terdapat empat tahapan proses dalam menghasilkan *syngas*, yaitu tahap *drying*, pirolisis, oksidasi dan reduksi. Masing-masing tahapan tersebut memiliki interval temperatur yang berbeda sebagai indikatornya. Temperatur gasifikasi pada umumnya dioperasikan dari 500-1200 °C. Semakin tinggi temperatur operasi, semakin baik dalam produksi *syngas* ditinjau dari produksi tar yang rendah.

**d) Gasifying Agent**

Penggunaan jenis *gasifying agent* mempengaruhi kandungan gas yang dimiliki oleh *syngas*. Misalnya, penggunaan udara bebas akan menghasilkan senyawa nitrogen yang pekat di dalam *syngas*, berbeda dengan halnya penggunaan oksigen/uap yang memiliki kandungan nitrogen yang relatif sedikit. Sehingga penggunaan oksigen/uap akan menghasilkan *syngas* yang lebih baik dari pada penggunaan udara bebas.

**e) Efisiensi Gasifier**

Efisiensi gasifier dinyatakan sebagai persamaan berikut (Furusawa et al., 2019):

$$\eta = \frac{E_{\text{Syngas}}}{E_{\text{Biomass}} + E_{\text{Udara}}} \times 100\% \quad (2.15)$$

Dimana  $E_{\text{Syngas}}$  adalah energi *syngas*,  $E_{\text{Biomasa}}$  adalah energi biomassa, dan  $E_{\text{udara}}$  adalah energi udara dengan semua satuan berupa  $\text{kJ/m}^3$ . Kualitas gas yang diproduksi bergantung pada nilai kalor dan tarinya. Kualitas produksi gas dari *gasifier* bergantung pada beberapa parameter penting seperti karakteristik biomassa, parameter proses, dan desain *gasifier* yang digunakan. Karakteristik biomassa yang harus dipertimbangkan dalam gasifikasi adalah ukuran, densitas, elemen komposisi (C, H, O, N yang diperoleh dari analisis akhir), *fixed carbon*, *volatile matter*, kadar abu dan air (berdasarkan uji *proximate*). Gas yang terbentuk selama proses gasifikasi biomassa dapat diterapkan sebagai bahan bakar untuk gas pembakar atau pembakaran internal selanjutnya (Susastriawan, et al 2017).

### 2.3 Metode Analisis

Komponen unsur oksigen maupun unsur lainnya dapat dihitung menggunakan persamaan dari *material balance* (Krysanova, et al., 2019):

$$O = 100 - (C + H + N + S + A) \quad [\text{wt}\%] \quad (2.16)$$

Dimana C, H, N, S, A adalah karbon, hidrogen, Nitrogen, dan ash menggunakan perhitungan *dry basis*. *Heating value* dihitung menggunakan persamaan Boie pada setiap komposisi elemen *ultimate* (Tumuluru, 2018):

$$\text{HHV} = \frac{35160[C] + 116225[H] - 11090[O] + 6280[N] + 10465[S]}{1.000} \cdot 238,9 \quad [\text{kkal/kg}] \quad (2.17)$$

Untuk mencari *mass yield* produk karbonisasi dihitung dengan persamaan (2.18) sesuai (Krysanova, et al., 2019):

$$y_m = \frac{m_p}{m_f} \cdot 100 \quad [\%] \quad (2.18)$$

Dimana,  $y_m$  adalah *mass yield*,  $m_p$  massa produk dan  $m_f$  adalah massa *feedstock* MSW. Sedangkan *energy yield* ( $y_e$ ) mengindikasikan persentase energi yang dapat dibangkitkan dari produk *hydrochar* (Krysanova, et al., 2019):

$$y_e = y_m \cdot \frac{\text{HHV}_p}{\text{HHV}_f} \quad [\%] \quad (2.19)$$

Dimana,  $HHV_p$ ,  $HHV_f$  merupakan *high heating value* dari produk dan *feedstock*. Pada perhitungan rasio H/C dan O/C diperoleh dengan persamaan (2.20) dan (2.21) sesuai (Basu, 2010):

$$\text{Rasio H/C} = 1,4125(\text{O/C}) + 0,5004 \quad (2.20)$$

$$\text{Rasio O/C} = \frac{\text{Unsur Oksigen}}{\text{Unsur Carbon}} \quad (2.21)$$

Pada proses gasifikasi, *lower heating value* (LHV) dari produk gas dapat dihitung dengan persamaan (Niu, et al., 2013):

$$\text{LHV}_g (\text{MJ/Nm}^3) = 10,8 \cdot \text{H}_2 + 12,6 \cdot \text{CO} + 35,8 \cdot \text{CH}_4 \quad (2.22)$$

Dimana, CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> merupakan persentase volume masing-masing senyawa. Sedangkan *gas product* ( $G_p$ ) yang merupakan volume produk gas per kilogram dari massa *hydrochar* dan dapat dihitung dengan persamaan (Gai, et al., 2016):

$$G_p (\text{m}^3/\text{kg}) = \frac{V_g}{m_b} \quad (2.23)$$

Dimana,  $V_g$  merupakan volume total dari produk gas, dan  $m_b$  massa biochar.

*Gasification efficiency* (GE) didefinisikan sebagai hasil kali *gas yield* dengan rasio dari LHV produk gas terhadap LHV *hydrochar* dan dapat dihitung dengan persamaan (Gai, et al., 2016):

$$\text{GE} (\%) = \frac{\text{LHV}_g \cdot G_p}{\text{LHV}_b} \quad (2.24)$$

Reaksi keseluruhan dalam proses gasifikasi adalah sebagai berikut:

**Tabel 2. 2** Reaksi keseluruhan proses gasifikasi (Kamble, et al, 2019)

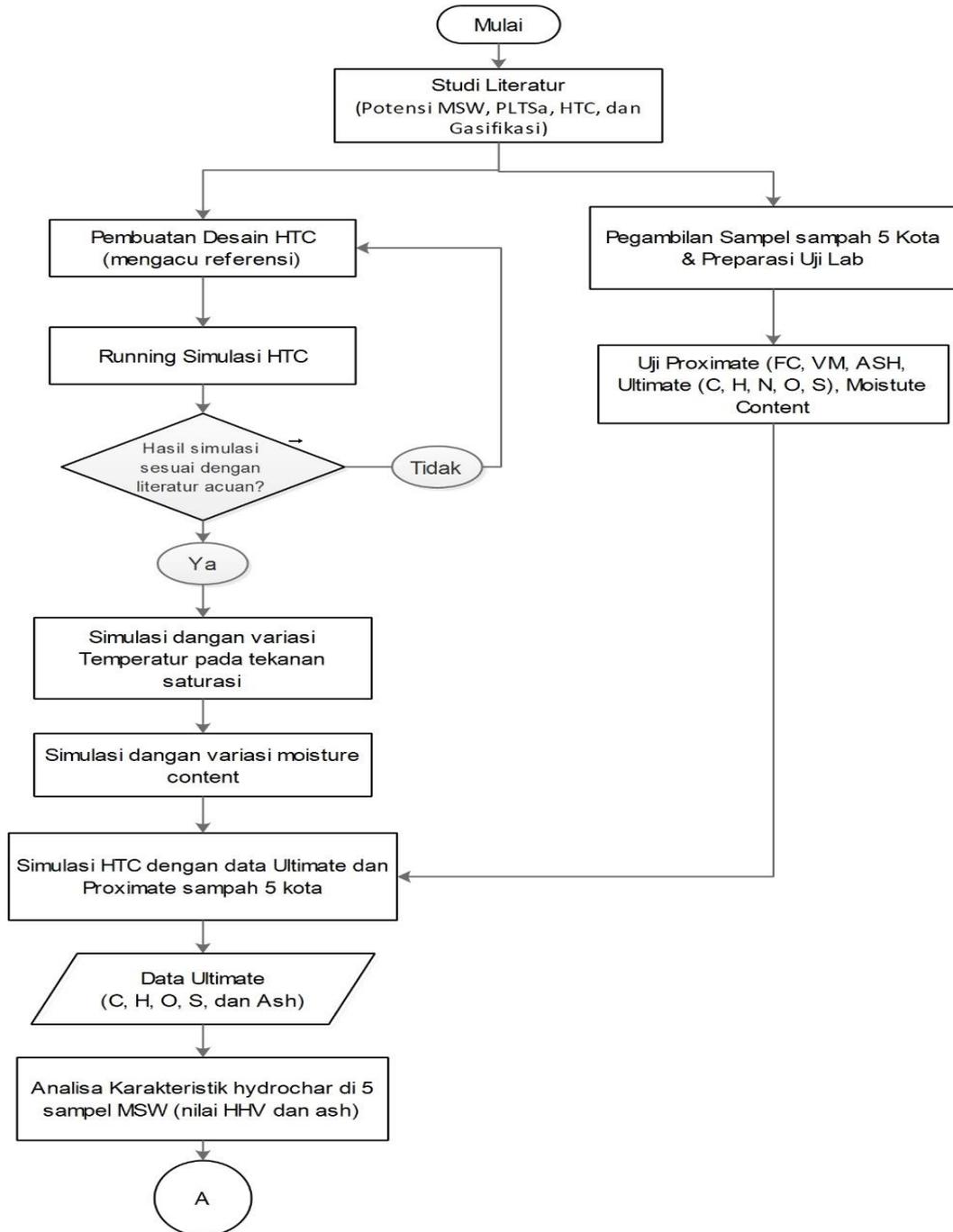
<b>Reaksi</b>	<b>Nama Reaksi</b>	<b>Kode Reaksi</b>
$2C + O_2 \rightarrow 2CO$	<i>(Partial oxidation reaction)</i>	(R.1)
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	<i>(Complete oxidation reaction)</i>	(R.2)
$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	<i>(Boudourd reaction)</i>	(R.3)
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	<i>(Hydrogasification reaction)</i>	(R.4)
$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	<i>(Methanation reaction)</i>	(R.5)
$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	<i>(Methanation reaction)</i>	(R.6)
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	<i>(Water gas shift raction)</i>	(R.7)
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	<i>(Primary water gas reaction)</i>	(R.8)
$C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2$	<i>(Secondary water gas reaction)</i>	(R.9)
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	<i>(Methane reforming reaction)</i>	(R.10)
$CH_4 + CO_2 \rightarrow 2CO + 2H_2$	<i>(Dry reforming reaction)</i>	(R.11)

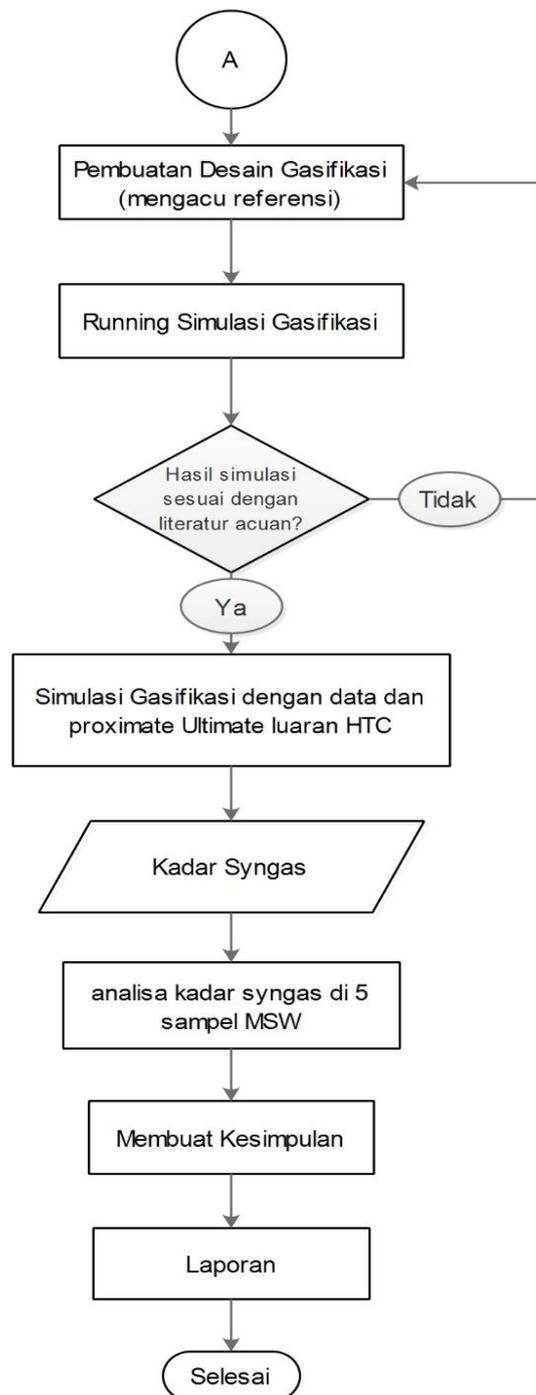
# BAB III

## METODOLOGI

### 3.1 Diagram Alir Penelitian

Metode penelitian yang digunakan sesuai gambar flowchart dibawah ini :





**Gambar 3. 1** Diagram alir penelitian

### 3.2 Prodesur Penelitian

Prosedur penelitian dibagi menjadi beberapa tahapan yang akan dijelaskan sebagai berikut :

### 3.2.1 Studi Literatur

Studi literatur merupakan tahapan awal untuk menunjang terselesainya penelitian ini. Literatur yang dapat digunakan antara lain buku, jurnal penelitian, artikel ilmiah dan laporan tesis maupun disertasi. Kegiatan yang dilakukan dalam studi literatur yaitu pemetaan potensi potensi MSW, teknologi PLTSa, HTC, dan Gasifikasi. Pemetaan sampah kota di Jawa Timur (Nganjuk, Pamekasan, Malang, Surabaya, Gresik). Pemilihan sampel kota di Jawa Timur berdasarkan 5 kota besar dan kecil yang dapat mewakili kota/kabupaten di Jawa Timur.

### 3.2.2 Pengambilan Sampel dan Preparasi Uji Laboratorium

Pengambilan sampel dilakukan sebanyak lima sampel sampah kota (MSW) untuk diuji laboratorium. Persentase pengambilan sampel berdasarkan data Dinas Lingkungan Hidup dan Kehutanan (DLHK) tahun 2018. Teknik pengambilan sampel dengan 70% sampah baru (lapisan atas) dan 30% sampah lama (lapisan kedua dan seterusnya) sesuai Tabel 3. 1.

**Tabel 3. 1** Teknik pengambilan jenis sampah di lima kota (Adopsi PLTSa Putri Cempo-Solo).

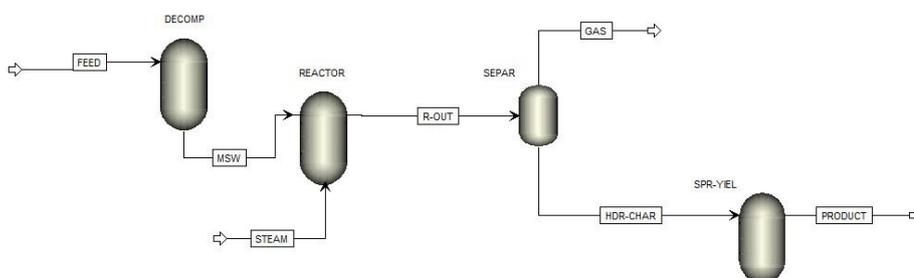
NO Massa Sampah (Gram)	Kabupaten/Kota															Total Lama (A)	Total Baru (B)	Total (A+B)
	Pamekasan			Nganjuk			Surabaya			Malang			Gresik					
	Lama 30%	Baru 70%	Total	Lama 30%	Baru 70%	Total	Lama 30%	Baru 70%	Total	Lama 30%	Baru 70%	Total	Lama 30%	Baru 70%	Total			
<i>Jenis sampah (kg)</i>																		
1 Sisa Makanan	93	218	311	14	34	48	245	573	818	277	647	924	181	423	604	812	1.894	2.706
2 Kayu Ranting Daun	179	417	596	311	726	1.037	8	19	28	1	2	3	6	14	19	505	1.178	1.683
3 Kertas	35	81	116	10	24	35	67	156	223	32	74	105	51	119	169	194	454	648
4 Plastik	62	144	206	58	136	194	89	207	295	79	185	264	127	297	424	415	968	1.383
5 Kain Tekstil	26	60	86	54	125	179	8	18	25	16	38	54	15	35	49	118	276	394
6 Karet Kulit	12	29	41	1	3	5	12	27	38	4	10	14	60	140	199	89	208	297
7 Lainnya	44	102	146	1	2	3	22	51	73	40	94	134	10	24	34	117	273	390
<b>Total</b>	<b>1.500</b>			<b>1.500</b>			<b>1.500</b>			<b>1.500</b>			<b>1.500</b>			<b>2.250</b>	<b>5.250</b>	<b>7.500</b>

### 3.2.3 Data Uji *Ultimate* dan *Proximate*

Data uji *ultimate* dan *proximate* dilakukan dengan cara mengumpulkan data karakteristik sampah sebagai sampel di lima kota seperti kota melalui dinas-dinas pemerintahan terkait. Selanjutnya dilakukan uji *proximate* dan *ultimate* sebagai masukan awal untuk simulasi proses HTC. Uji *proximate* untuk mengetahui kandungan *fixed carbon*, *volatile matter*, dan kandungan *ash*. Sedangkan *ultimate* untuk mengetahui fraksi massa dari unsur *carbon*, *hydrogen*, *oxygen*, dan sulfur. Hasil pengujian sebagai data input simulasi proses HTC.

### 3.2.4 Desain Komponen HTC

Desain pada komponen HTC ini terdiri dari 3 buah reaktor, yang diperlukan untuk memodelkan proses HTC sampah kota. Penambahan blok heater diperlukan untuk pemberian steam pada reaktor HTC, separator sebagai pemisah gas, liquid, dan solid, dan blok mixer untuk mengetahui komposisi *hydrochar* yang keluar. Skema model proses HTC dapat dilihat pada Gambar 3. 2.



**Gambar 3. 2** Skema Simulasi HTC

Pada desain simulasi HTC, unit operasi yang digunakan berupa DECOMP, REACTOR, SEPAR, dan SPAR-YIELD. Pada REACTOR terjadi proses karbonisasi berupa penambahan uap air yang sebelumnya dilakukan pada Boiler yang menghasilkan steam. Produk dari REACTOR selanjutnya di separasi didalam SEPAR untuk menghasilkan produk GAS, LIQUID, dan SOLID.

### 3.2.5 Simulasi Proses HTC

Simulasi proses HTC untuk acuan validasi, pada simulasi terdiri dari 4 tahap utama yaitu *input component*, *create flowsheet diagram*, *stream and block specification*, dan *running process*. Dalam melakukan proses simulasi, langkah pertama yang dilakukan adalah menentukan *fluid properties* senyawa/unsur yang dibutuhkan dan luaran yang ingin dianalisis seperti C, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, S, Cl<sub>2</sub>, *ash*, CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub> dan *Water*.

Kemudian menentukan metode perhitungan dalam proses *hydrothermal carbonization*. Perhitungan kelarutan suatu zat, baik berupa padat, cair maupun gas di dalam pelarut cair maupun gas pada prinsipnya menggunakan konsep keseimbangan fasa. Persamaan keadaan banyak digunakan dalam perhitungan keseimbangan fasa uap-cair, baik pada tekanan rendah maupun tinggi. Perhitungan keseimbangan fasa dengan persamaan keadaan ditentukan oleh tekanan uap dan

pencampurannya. Persamaan keadaan berdasarkan ketepatan persamaan tersebut untuk memprediksi sifat-sifat termodinamika komponen penyusun campuran. Persamaan keadaan tersebut seperti persamaan SRK (*Soave-Redlich-Kwong*) untuk menentukan tekanan yang sesuai dalam proses HTC sesuai persamaan (3. 1). Persamaan SRK merupakan koefisien fungsi campuran uap dan cairan. Metode perhitungan menggunakan persamaan ini pada proses HTC telah dilakukan oleh (McGaughy et al., 2018) dalam jurnalnya menerangkan bahwa persamaan SRK sangat sesuai dalam proses *Hydrothermal Carbonization* dilihat dari hasil eksperimen dan simulasi yang dilakukan. Selanjutnya perhitungan properti air menggunakan STEAMNBS (tabel steam).

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a_c \alpha(T)}{v(v+b)} \quad (3. 1)$$

Dimana :

a = Koefisien =  $0,42748 R^2 T_c^2/P_c$

b = Koefisien =  $0,08664 RT_c^2/P_c$

$\alpha(T)$  = Fungsi Alfa untuk persamaan keadaan

$$= [1+(0,48508+1,55171\omega^2) (1-T_r^{0,5})]^2$$

v = *Molar volume* ( $m^3/mol$ )

$\omega$  = *acentric factor* =  $-\log_{10}(P_r^\sigma)_{T_r=0,7} - 1$

*Feedstock* dari HTC ini merupakan campuran senyawa yang homogen (*Non-Conventional*) beserta produk HTC yang menghasilkan *ash*. Sehingga, perlu pengaturan pada *NC Props Non Conventional Feed* dengan *enthalpy* HCOALGEN dan *density* DNSTYGEN untuk MSW. Sedangkan untuk *ash* dengan *enthalpy* HCOALGEN (menghitung *enthalpy* dengan *proximate* dan *ultimate* komposisi) dan *density* DCOALIGT (untuk menghitung *density*). Setelah *fluid properties* di *setting*, selanjutnya melakukan pengaturan pada menu simulasi dengan *stream class* MIXNCPSD (*Non-conventional solid* dengan perhitungan *Particle Sized Distribution*). Maksud dari pengaturan ini bertujuan untuk input dapat dilakukan dengan properti *feed* tercampur (MIX), *non-conventional feed* (NC), dan perhitungan distribusi partikel (PSD). Pada menu *main flowsheet* drop

unit operasi yang dibutuhkan dalam proses sistem HTC. Input data awal dilakukan pada *stream* FEED submenu NCSolid dengan memasukkan parameter suhu, tekanan, *mass flow rate feedstock*, *proxanal*, *ultanal*, *sulfanal*, *genanal* (sesuai data hasil uji lab MSW), dan *weight fraction* pada kolom PSD. Sedangkan, pada *stream* WATER submenu Mixed di-input parameter temperatur, tekanan, dan *mass flow rate feedwater*. Pada unit operasi DECOMP menginput komponen unsur dan senyawa berbasis massa dengan perhitungan dan dimasukkan ke dalam kolom unit *Reactor Yield*. Setelah data input dilakukan, *running* simulasi dapat dilakukan dengan untuk menganalisis hasil keluaran dari semua unit operasi.

Dalam proses simulasi yang dapat mewakili proses HTC sebenarnya adalah dengan merancang komponen/unit operasi yang harus sama dalam sebuah *software*. Perancangan awal adalah menentukan fluida kerja, material padat, dan unsur/senyawa yang keluar dari proses HTC. Fluida kerja ini meliputi H<sub>2</sub>O, material padat adalah MSW dan unsur/senyawa yang keluar berupa fraksi massa dari C, H, N, O, S, dan *ash*. Selanjutnya, melakukan perancangan blok/unit operasi dalam *mainflowsheet*, dengan memasukkan komponen reaktor dekomposisi, reaktor HTC, reaktor dekomposisi II yang mewakili proses HTC (karbonisasi). *Stream line* dihubungkan antar unit operasi. Dalam proses desain, parameter yang perlu dimasukkan adalah temperatur dan tekanan operasi baik pada *heater* maupun di reaktor. Temperatur operasi dimasukkan 200 °C bertekanan 16 bar dan 20 kg MSW dengan *steam water* 10% dari massa MSW. Fraksi massa setiap unsur dihitung dengan persamaan distribusi *yield* pada reaktor dekomposisi.

Pada penelitian ini, data-data yang diperlukan dalam proses simulasi adalah data *ultimate* dan *proximate* sampah kota, kondisi operasi, serta parameter proses. Data input untuk melakukan simulasi adalah menggunakan data sampah kota mengacu data karakteristik MSW diperoleh dari referensi dengan penelitian yang telah dilakukan oleh (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018). Kondisi operasi yang digunakan berdasarkan penelitian terdahulu yang dilakukan oleh (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018). Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor tubular dan proses reaksi dilakukan secara *batch* dengan sumber kalor berupa *saturated vapor* yang berasal dari boiler, dengan lama proses diasumsikan 1 jam.

Selanjutnya dilakukan proses validasi untuk mengetahui apakah sistem yang

dirancang sudah mempresentasikan model secara akurat sesuai dengan teori yang telah ada. Tujuan dari tahap verifikasi adalah memastikan bahwa hasil simulasi pada penelitian ini memiliki selisih maksimal 10% dengan hasil simulasi pada penelitian sebelumnya dan tidak terdapat eror pada pada simulasi. Apabila data tidak sesuai dengan teori atau penelitian sebelumnya, maka dilakukan proses simulasi ulang.

### **3.2.6 Simulasi Proses HTC dengan Variasi Temperatur pada Tekanan Saturasi**

Pada proses HTC ini adalah dengan memvariasikan temperatur pada tekanan saturasi berdasarkan rancangan yang telah dibuat dan telah tervalidasi dengan penelitian sebelumnya, dengan temperatur divariasikan dengan kenaikan 10 °C dari 180 °C hingga 280 °C, sedangkan tekanan divariasikan pada kenaikan 5 bar dari 15 bar hingga 50 bar. Pengambilan rentang variasi temperatur ini berdasarkan pendapat (Kim et al., 2017) bahwa reaktor HTC dioperasikan pada temperatur 160-280 °C dan tekanan 1,5-5,0 MPa. Dari rentang temperatur dan tekanan yang diambil, selanjutnya menganalisis kandungan karbon yang dihasilkan dari proses HTC.

### **3.2.7 Simulasi Proses HTC dengan Variasi *Moisture Content***

Pada proses ini, rancangan yang telah dibuat dan telah tervalidasi dengan penelitian sebelumnya, maka selanjutnya memvariasikan nilai *moisture content* pada kandungan MSW untuk dilakukan analisis HHV dan *hydrochar yield*. Tujuannya adalah untuk mengetahui kenaikan HHV dan besarnya massa *hydrochar* yang dipengaruhi *moiture content* MSW.

### **3.2.8 Simulasi Proses HTC dengan MSW Hasil Uji Sampel**

Simulasi proses HTC selanjutnya adalah mengubah data input MSW dari hasil uji *proximate* dan *ultimate* dari kelima sampel. Data tersebut dimasukkan dan divariasikan sebanyak lima sampel pada bagian *proxanal*, *ultanal* dan *sulfanal*. Setelah itu perhitungan *mass yeild* dilakukan untuk mendekomposisi fraksi massa setiap unsur dengan persamaan distribusi *yield* (Eden.2013):

$$m_{comp} = \frac{(1 - x_{moisture}) \cdot x_{unsur} \cdot m_{feed}}{1000} \quad (3.2)$$

$$m_{H_2O} = \frac{x_{moisture} \cdot m_{feed}}{1000} \quad (3.3)$$

### 3.2.9 Hasil Produk HTC

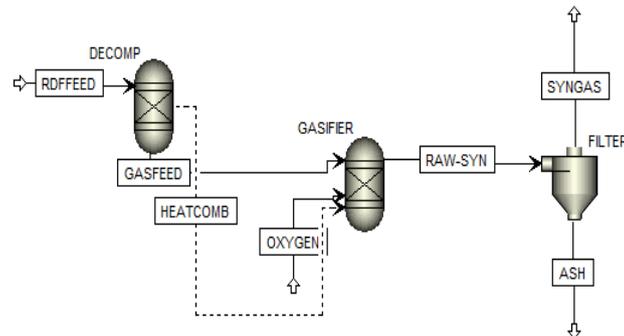
Hasil simulasi proses HTC diperoleh fraksi massa C, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, S, *ash* dan *water*. Berdasarkan data input dari lima MSW maka diperoleh juga hasil fraksi massa sebanyak lima. Data hasil simulasi ini selanjutnya dapat dianalisis karakteristik *hydrochar* di setiap sampel.

### 3.2.10 Analisa Karakteristik *Hydrochar*

Data hasil simulasi, selanjutnya dilakukan analisis karakteristik *hydrochar* dengan melihat nilai HHV, kandungan karbon, *mass yield* dan efisiensi energi. Pada umumnya untuk mengetahui nilai kalor dari suatu bahan bakar dilakukan pengujian laboratorium menggunakan bom kalorimeter. Apabila dalam pengujian laboratorium tidak dilakukan maka nilai kalor suatu bahan bakar dapat diketahui dari perhitungan menggunakan persamaan Boie sesuai persamaan (2. 17). persamaan Boie dikembangkan untuk mengetahui nilai kalor dari batubara dengan koefisien yang telah dikembangkan untuk biomassa.

### 3.2.11 Desain Proses Gasifikasi

Setelah proses simulasi HTC dilakukan maka proses selanjutnya yaitu proses simulasi gasifikasi. tahapan pada simulasi gasifikasi sama seperti saat melakukan simulasi proses HTC. Desain proses gasifikasi pada simulasi ini terdiri dari 2 buah reaktor, yang diperlukan untuk memodelkan proses gasifikasi sampah kota. Skema proses gasifikasi dapat dilihat pada Gambar 3. 3.



**Gambar 3. 3** Skema desain proses gasifikasi

### 3.2.12 Simulasi Proses Gasifikasi

Pada simulasi proses gasifikasi langkah pertama melakukan dekomposisi feed. Dekomposisi terjadi pada reaktor dekomposisi (RDECOMP) yang berfungsi untuk medekomposisi hidrochar MSW menjadi komponen fraksionalnya C,H,O,N dan S. Reaktor dekomposisi disimulasikan menggunakan reaktor RYield. Proses dekomposisi terjadi dengan memberikan informasi analisis proksimat dan ultimat yang terkandung pada sampah. *Output* dari proses dekomposisi adalah produk konvensional dan non-konvensional. Selanjutnya *output* dari RDECOMP diteruskan menuju REACTOR (RGibbs) yang fungsinya sebagai reaktor gasifier yang terbentuk berdasarkan kesetimbangan termodinamika dengan memberikan *input* berupa tekanan dan temperatur. *Hydrochar* dimodelkan oleh beberapa fraksional *char* yaitu C, H, O, N, dan S. Hasil dari REACTOR (RGibbs) digunakan sebagai masukan pada SSplit berfungsi untuk memisahkan *syngas* dan *ash*.

Data input untuk melakukan simulasi adalah menggunakan data dari penelitian yang dilakukan oleh (Násner et al., 2017). Selanjutnya dilakukan proses validasi untuk mengetahui apakah sistem yang dirancang sudah mempresentasikan model secara akurat sesuai dengan teori yang telah ada. Tujuan dari tahap verifikasi adalah memastikan bahwa hasil simulasi pada penelitian ini memiliki standar deviasi yang kecil dengan hasil simulasi pada penelitian sebelumnya. Apabila data tidak sesuai dengan teori atau penelitian sebelumnya, maka dilakukan proses simulasi ulang.

### **3.2.13 Simulasi Proses Gasifikasi dengan Feedstock Produk HTC**

Simulasi proses pada gasifikasi yaitu dengan menginput hasil keluaran *hydrochar* dari proses HTC dengan memasukkan nilai *proxanal*, *ultanal*, dan *sulfanal*. Nilai *proxanal*, *ultanal*, dan *sulfanal* divariasikan sebanyak 5 kali sesuai dengan sampel uji.

### **3.2.14 Hasil Kadar Syngas**

Hasil kadar *syngas* yang akan diperoleh adalah persentase massa unsur dari *syngas* yaitu H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>O. Data tersebut disajikan dalam bentuk tabel dan grafik dari persentase massa *syngas*.

### **3.2.15 Analisa Kadar Syngas**

Analisa dari kadar *syngas* pada setiap sampel, dilakukan untuk mengetahui potensi pembangkitan energi dilihat dari hasil *syngas* yang dihalkan melalui pengolahan sampah dengan metode HTC dan gasifikasi. Selain massa unsur, *heating value*, efisiensi *syngas*, kandungan tar juga dapat diketahui dari hasil simulasi ini yang merupakan unsur perusak yang dapat menempel pada dinding logam baik pada pipa saluran maupun *gas engine*.

## **BAB IV**

### **ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

Analisa data dan pembahasan menjelaskan lebih lanjut mengenai hasil simulasi proses HTC dan gasifikasi dengan *feedstock* MSW di 5 (lima) kota yang ada di Jawa Timur. Hasil penelitian dan luaran yang diperoleh dipaparkan dalam pembahasan ini dengan menjelaskan karakteristik *hydrochar* dan *syngas*. Data eksperimen yang diperoleh dari referensi tentang HTC dan gasifikasi, dijadikan sebagai rancangan desain HTC dan gasifikasi untuk mensimulasikan hasil data sampel MSW di lima kota dari pengujian. Hasil kandungan *hydrochar* dan *syngas* dari proses simulasi divalidasi dan diverifikasi kesesuaian dengan hasil penelitian HTC dan gasifikasi sebelumnya.

#### **4.1 Bahan Baku (*Feedstock*)**

Sampah kota (MSW) sebagai bahan baku proses *hydrothermal carconization* diambil jenis sampah sisa makanan, kayu, kertas, plastik, kain tekstil, karet dan lainnya. Jenis sampah dicampur dengan persentase tertentu dan dibungkus kedalam kantong plastik dengan ukuran 1,5 kg/kantong. Campuran sampah terkomposisi dengan berbasis kering dan basah. Sampah dilakukan preparasi (dipotong kecil) bertujuan untuk mempermudah preparasi selanjutnya. Dalam studi ini, sampel sampah yang diteliti adalah 5 kota yang ada di Jawa Timur-Indonesia. Kota tersebut meliputi: Pamekasan, Nganjuk, Surabaya, Malang dan Gresik. Persentase pengambilan sampel sampah di setiap kota mengikuti persentase jenis sampah sesuai data Dinas Lingkungan Hidup dan Kehutanan (DLHK) 2018 sesuai Tabel 4. 1. Pengambilan sampah dilakukan di TPA (tempat pembuangan akhir) masing-masing kota. Selanjutnya sampel sampah di uji di Laboratorium PT. *Sucofindo Analytical Laboratories* untuk menentukan material komponen *ultimate* dan *proximate* dengan preparasi lanjutan dengan ukuran 250  $\mu\text{m}$ . Hasil dari pengujian *ultimate* dan *proximate* ini digunakan sebagai data masukan dalam melakukan simulasi proses HTC. Standar pengujian untuk menentukan analisa *ultimate* unsur karbon, hidrogen dan nitrogen menggunakan ASTM D5373, sedangkan unsur oksigen menggunakan standar metode ASTM D3176. Analisa

*proximate* pada parameter *moisture content*, *ash content*, *volatile matter*, *fix carbon* dan *gross calorific value* masing-masing menggunakan standar ASTM 2961, 3174, 3175, 3172, 4239, dan 5865. Pengujian ini dengan menghasilkan persentase kandungan dalam setiap sampel dengan *dry basis* dan *as recieved*. Presentase hasil pengujian sesuai Tabel 4. 2.

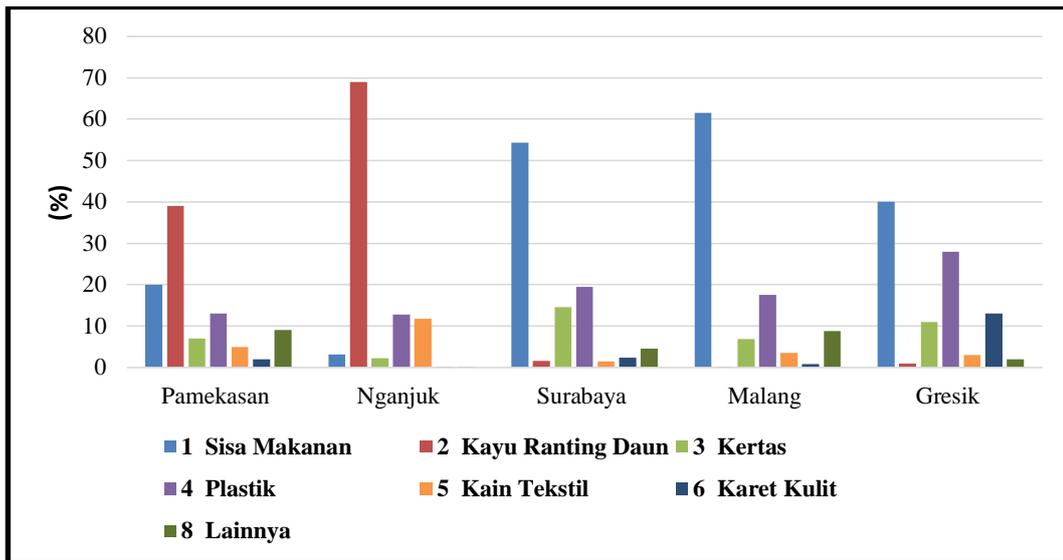
MSW terdiri dari jenis sampah organik dan anorganik seperti sampah makanan, sampah kayu, kertas, kain tekstil untuk organik dan plastik dan karet. Sifat kimia dari jenis sampah seperti sampah kayu (selusosa, hemiselusosa, dan lignin) dan sampah makanan (polisakarida, protein, dan lipid) dapat dijadikan ukuran dari kualitas *hydrochar*. Pada sampah kayu dan makanan banyak mengandung karbon dan sedikit oksigen dibandingkan sampah kertas. Kecilnya nilai rasio O/C dari bahan baku sebagai ukuran kualitas dari feed MSW menjadikan HHV lebih tinggi. Sampah karet dan plastik memiliki stabilitas kalor yang tinggi sebagai komponen polimer sintetik. Bahan polimer pada karet dan plastik dapat menjadikan efek yang kecil terhadap penurunan *hydrochar yield*, dengan kata lain bahan tersebut dapat mempertahankan massanya pada temperatur yang relatif rendah (subkritikal) (Lin. 2017). Sampah karet dan plastik memiliki kandungan karbon lebih tinggi dari jenis sampah yang lain dibandingkan dengan sampah makanan, kayu dan kertas. Kandungan karbon pada MSW dengan analisa *ultimate* dapat mempresentasikan kualitas dari bahan baku.

**Tabel 4. 1** Persentase jenis sampah di lima kota di Jawa Timur (sumber: DLHK 2018)

No.	Jenis Sampah	Kota				
		Pamekasan (%)	Nganjuk (%)	Surabaya (%)	Malang (%)	Gresik (%)
1	Sisa Makanan	20,00	3,10	54,31	61,50	40,00
2	Kayu Ranting Daun	39,00	69,00	1,61	0,10	1,00
3	Kertas	7,00	2,20	14,63	6,90	11,00
4	Plastik	13,00	12,80	19,44	17,50	28,00
5	Logam*	3,00	0,30	0,48	0,20	1,00
6	Kain Tekstil	5,00	11,80	1,47	3,50	3,00
7	Karet Kulit	2,00	0,20	2,33	0,80	13,00
8	Kaca*	2,00	0,50	1,12	0,70	1,00
9	Lainnya	9,00	0,10	4,61	8,80	2,00

*Keterangan:*

\*Sampah logam dan kaca tidak termasuk dalam pengujian dan penelitian HTC-Gasifikasi



**Gambar 4. 1** Persentase jenis sampah di lima kota di Jawa Timur

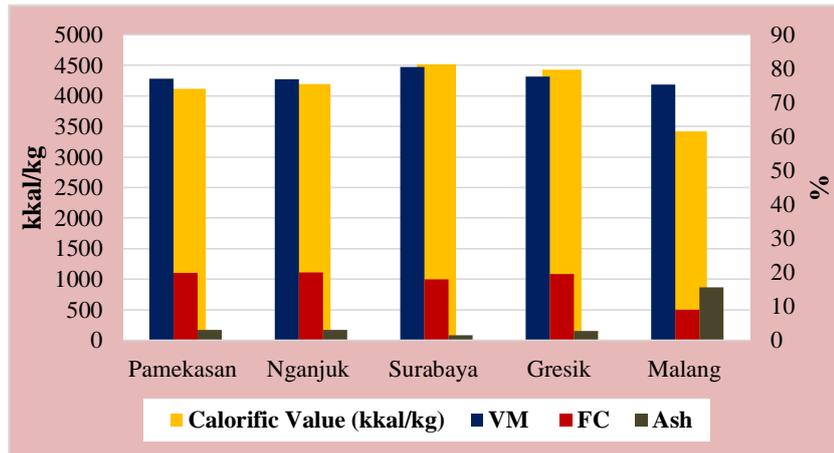
DLHK mempresentasikan jumlah sampah di setiap kota dilihat dari jumlah sampah yang ditimbun di tempat pembuangan (TPA). Perbedaan persentase jenis sampah di setiap kota mendeskripsikan daya konsumsi yang tinggi dan kesadaran masyarakat yang kurang perhatian terhadap sampah. Tercatat dari sekian ribu jiwa tiap kota, khususnya di Jawa Timur-Indonesia tidak lebih dari 5% per hari jumlah sampah yang terolah secara *recycle*, *reduced*, dan *reused*. Persentase jenis sampah di setiap kota diperoleh berdasarkan mata pencaharian penduduk, produktifitas dan sumber daya alam. Seperti halnya kota Nganjuk yang menghasilkan limbah pertanian/kehutanan lebih tinggi dibandingkan kota lain, sedangkan kota Surabaya dan Malang menghasilkan limbah makanan lebih tinggi dari kota lainnya dari hasil produktifitas dan jumlah penduduknya.

**Tabel 4. 2** Persentase hasil pengujian *ultimate* dan *proximate* pada lima kota di Jawa Timur

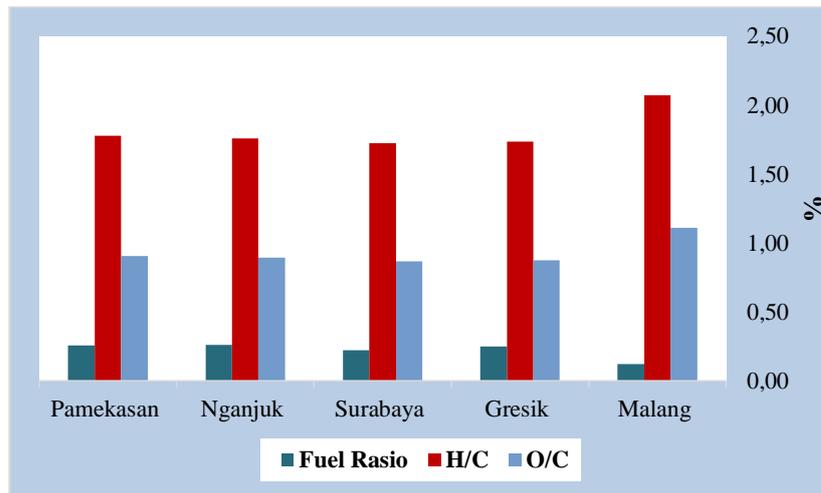
Variabel	Kota					Mean	
	Pamekasan	Nganjuk	Surabaya	Gresik	Malang		
Moisture Content (%)	11,52	9,71	5,61	5,19	5,49	-	
Proximate	VM (%)	77,10	76,83	80,52	77,69	75,31	-
	FC (%)	19,84	20,00	18,00	19,50	9,09	-
	Ash (%)	3,06	3,17	1,48	2,81	15,60	-
Ultimate	S (%)	0,10	0,10	0,02	0,08	0,03	-
	C (%)	47,61	47,85	49,70	48,54	37,68	-
	H (%)	5,61	5,61	5,52	5,56	4,67	-
	N (%)	0,51	0,56	0,15	0,51	0,12	-
	O (%)	43,11	42,71	43,13	42,50	41,90	-
Calorific Value (kkal/kg)	4.115	4.189	4.513	4.431	3.417	4.133	
Fuel Rasio	0,26	0,26	0,22	0,25	0,12	0,22	
H/C	1,78	1,76	1,73	1,74	2,07	1,81	
O/C	0,91	0,89	0,87	0,88	1,11	0,93	

Keterangan:

<sup>b</sup> Fuel rasio adalah FC/VM

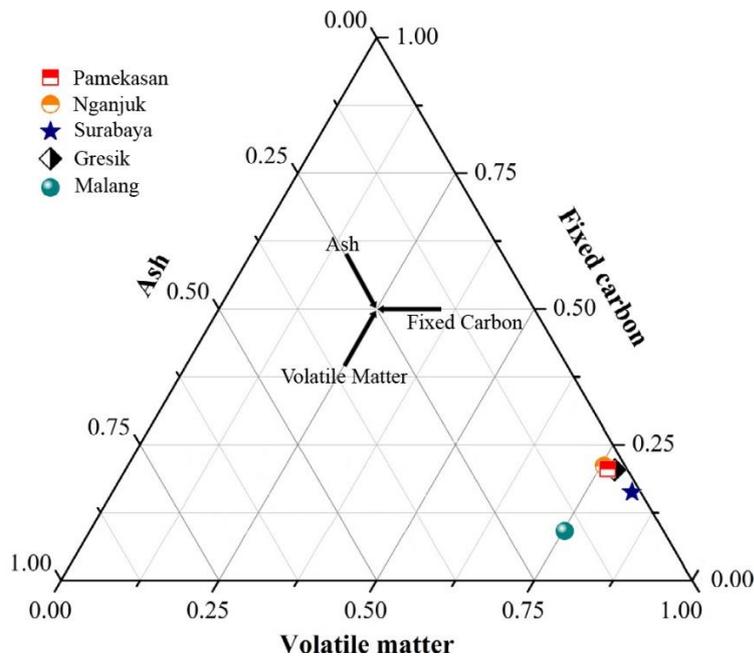


**Gambar 4. 2** Grafik perbandingan nilai *proximate* terhadap HHV pada lima kota di Jawa Timur



**Gambar 4. 3** Perbandingan rasio *atomic* terhadap rasio bahan bakar pada lima kota di Jawa Timur

Bahan baku sampah diuji dengan analisis *ultimate* dan *proximate* dengan menghasilkan nilai kalor. Analisis *ultimate* untuk menentukan persentase unsur yang terkandung dalam material sampah, sedangkan *proximate* untuk menentukan kualitas dari *bio-coal* untuk mengukur nilai intensitas pembakaran. Intensitas pembakaran diperoleh dari *fixed carbon* (karbon tetap), *volatile matter* dan *ash*. Semakin tinggi rasio *fixed carbon* terhadap *volatile matter* dan rendahnya *ash* maka semakin tinggi intensitas pembakaran (Lin, et al., 2017). *Fixed carbon* terbentuk dari molukuler  $C_2$  dan CN (Dong, et al., 2012), *volatile matter* merupakan zat terbang yang terbentuk dari komponen mudah terbakar yang didominasi dari hidrokarbon ringan seperti  $CH_4$ ,  $C_2H_2$ , CO, dan  $H_2$  dan komponen yang tidak mudah terbakar seperti  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $N_2$ ,  $NH_3$ ,  $NO_x$  (NO,  $NO_2$ ), dan  $N_2O$  (Vassilev, et al., 2015). Senyawa pembentukan *volatile matter* didapat dari unsur C, H, O dan N. *Ash* merupakan komponen dari sisa pembakaran yang terdapat pada material yang banyak mengandung oksida unsur logam seperti Ca, Si, Mg, Al, Fe, Na, K, dan Ti (Vassilev, et al., 2017). Nilai kalor merupakan energi yang terkandung dalam material diperoleh dari kandungan unsur C, H, O, N dan S. Semakin tinggi kandungan C, H dan N mengakibatkan nilai kalor material meningkat sesuai persamaan Boie (Tumuluru, 2018). Tinggi rendahnya kandungan unsur pada material didapat dari jenis sampah yang diuji.



**Gambar 4. 4** Diagram *volatile matter-fixed carbon-ash* dari MSW di lima kota

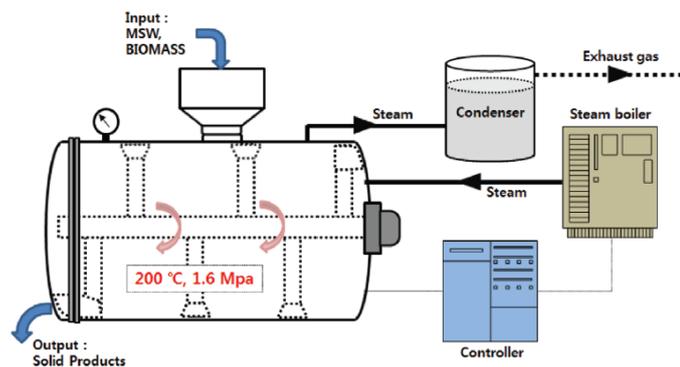
Hasil pengujian beberapa jenis sampah di lima kota Jawa Timur, diperoleh nilai kalor tertinggi di kota Surabaya dan Gresik. Nilai kalor tinggi karena dalam material sampah banyak mengandung unsur karbon yang diperoleh dari komponen plastik dan karet (bahan polimer). Bahan polimer memiliki nilai kalor tinggi namun memiliki fixed carbon rendah dan volatile matter tinggi, sehingga rasio bahan bakar padat menjadi rendah (Lin et al., 2017a). Pada kota Malang menghasilkan nilai fixed carbon paling rendah dari kota lain karena terdapat komponen ash dapat berpengaruh pada berkurangnya nilai fixed carbon dan volatile matter. Terbentuknya komponen ash karena material sampah banyak mengandung sampah makanan/kayu, dimana pada sampah makanan maupun kayu memiliki kandungan unsur C rendah dan O tinggi. Dampak dari besarnya rasio O/C mengakibatkan nilai HHV rendah (Tumuluru, 2018) dan hasil produk banyak mengeluarkan gas metana (demethanation) dibandingkan pelepasan karbon dioksida (decarboxilation), dengan kata lain, besarnya nilai rasio O/C mengakibatkan zat volatile matter mudah munguap (seperti senyawa  $CH_4$ ,  $C_2H_2$ ,  $CO$ , dan  $H_2$ ). Fixed carbon dapat meningkat bila komponen sampah banyak mengandung jenis sampah plastik dan kayu (Lin et al., 2017a). Berdasarkan Gambar 4. 4 tersebut mendeskripsikan perbandingan nilai *fixed carbon*, *volatile matter*, dan *ash* yang terdapat pada MSW

di lima kota Jawa Timur. Rasio FC/VM tertinggi terdapat pada kota Nganjuk yang merupakan indikator kualitas mengacu batubara. Semakin tinggi nilai fixed carbon maka semakin bagus kualitas pembakaran sampel.

## 4.2 Simulasi Proses HTC

### 4.2.1 Validasi Hasil Simulasi HTC

Pada penelitian ini, hasil simulasi dibandingkan dengan hasil eksperimen sebelumnya yang dilakukan oleh (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018). Oleh karena itu, pengaturan dalam simulasi ini dapat diterapkan pada setiap variasi berikutnya yang hasilnya dapat dipertanggung jawabkan.



**Gambar 4. 5** Skema proses eksperimen hydrothermal carbonization penelitian sebelumnya (Kim et al., 2017)

Sistem HTC pada penelitian (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018) dimodelkan dengan melakukan beberapa penyederhanaan seperti yang terlihat pada skema Gambar 4. 5. Perbandingan hasil simulasi pada penelitian ini dengan nilai hasil eksperimen (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018) meliputi presentase karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen, dan *ash* pada Tabel 4. 3. Perbandingan tersebut untuk menghitung selisih penyimpangan hasil simulasi dengan hasil referensi. Selisih dan dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{Selisih (\%)} = \frac{\text{Hasil Simulasi} - \text{Hasil Eksperimen}}{\text{Hasil Eksperimen}} \times 100\% \quad (4. 1)$$

**Tabel 4. 3** Hasil simulasi dengan eksperimen (Kim et al., 2017) dan (Lucian et al., 2018)

Variabel	Perbandingan Simulasi dengan eksperimen pada penelitian sebelumnya				Selisih	
	Hasil Simulasi mengacu Lucian 2018	Eksperimen Lucian 2018	Hasil Simulasi mengacu Kim 2017	Eksperimen Kim 2017	Lucian 2018	Kim 2017
C (%)	66,35	65,40	42,59	43,50	1,45	2,10
H (%)	7,41	7,30	5,41	5,70	1,45	5,04
N (%)	4,16	4,10	0,41	1,10	1,45	0,69
O (%)	14,81	14,60	40,95	40,00	1,45	2,38
S (%)	-	-	-	-	-	-
Ash (%)	7,27	8,60	10,64	9,70	15,45	9,67
<b>Selisih rata-rata (%)</b>					<b>4,25</b>	<b>3,98</b>

Berdasarkan rata-rata selisih perbandingan hasil eksperimen dengan hasil simulasi, diperoleh nilai dibawah 5% yaitu 4,25% dan 3,98%. Nilai persentase selisih tersebut mempresentasikan dan menunjukkan penyimpangan terhadap referensi dengan nilai yang telah mendekati.

#### 4.2.2 Analisa Pengaruh Temperatur dan Tekanan Terhadap Hydrochar

Dalam proses *hydrothermal carbonization*, temperatur merupakan faktor penting karena sifat air dapat mereaksikan reaksi ionik di daerah subkritis. Peningkatan temperatur merubah viskositas air yang dapat memudahkan proses permeasi dalam bahan berpori. peningkatan temperatur juga berdampak pada reaksi hidrolisis pada biomassa, dan jika temperatur terus dinaikkan dapat mereaksikan proses dehidrasi, dekarboksilasi dan kondensasi secara simultan. pada temperatur tinggi, reaksi polimerisasi dapat terjadi selama proses HTC. Penurunan rasio atomik dari H/C dan O/C diakibatkan dari proses kondensasi pada temperatur tinggi. Rasio atomik ini dapat diketahui berdasarkan komparasi hasil fraksi massa yang dihasilkan (Khandelwal, et al. 2019). Ketika temperatur dinaikkan maka *hydrochar yield* menurun namun gas dan air meningkat. *High heating value* (HHV) pada *hydrochar* akan meningkat pada saat temperatur juga dinaikkan. HTC dapat meningkatkan konten karbon yang terkandung dalam *hydrochar*. Peningkatan

temperatur HTC dapat menaikkan derajat aromatisasi pada proses karbonisasi (Heidari et al., 2018). Pada saat temperatur rendah, dekomposisi glukosa juga rendah. Glukosa dapat dekomposisi dengan cepat seiring dengan temperatur dinaikkan. kecilnya temperatur dapat memperluas ukuran distribusi partikel (Andrianopoulos, et al., 2015).

Proses HTC disimulasikan dengan variasi temperatur dan tekanan untuk melihat kandungan karbon yang terdapat pada produk *hydrochar*. Kandungan karbon pada *hydrochar* dapat menentukan *heating value*. Temperatur divariasikan dari 180-280 °C dengan variasi tekanan 15-50 bar. Proses HTC bekerja pada kondisi uap subkritis pada temperatur tersebut (Kim, et al., 2017). Hasil simulasi diperoleh bahwa semakin tinggi temperatur operasi dapat menaikkan konten karbon dan menaikkan HHV. HHV meningkat seiring kenaikannya karbon dan turunnya kandungan oksigen. Unsur oksigen berkurang karena temperatur yang tinggi dapat mempercepat reaksi dehidrasi dengan melepaskan kandungan H<sub>2</sub>O dan reaksi dekarboksilasi dengan melepaskan senyawa CO<sub>2</sub>. Peningkatan temperatur dapat menurunkan *hydrochar yield*. *Hydrochar yield* menurun akibat sebagian unsur N, H, dan O dilepaskan dari MSW menjadi gas dan cairan. Pada umumnya, *hydrochar yield* menurun dengan peningkatan HHV, namun kondisi ini tidak menjadi ukuran karena tingginya *hydrochar yield* dapat diakibatkan karena kandungan *ash* yang berlebih pada MSW.

Dalam dunia industri, pembangkitan energi melalui pengolahan sampah kota bergantung pada kualitas dari MSW dengan analisa *ultimate*. Kualitas MSW lebih baik jika sampah sejenis (homogen) dibandingkan sampah tercampur (heterogen). Pada sampah sejenis dapat dilihat kandungan karbon dan nilai kalor tiap jenis sampah. Sehingga perlu dilakukan penyortiran/pemilahan sampah sebelum proses karbonisasi. Ditinjau dari kualitas MSW, kandungan karbon dan kecilnya *ash* pada bahan baku dapat dijadikan ukuran tingginya HHV yang dihasilkan melalui proses HTC. Kandungan karbon dapat meningkatkan nilai HHV pada produk sedangkan *ash* dapat menurunkan nilai HHV dan berpengaruh pada performa dalam proses gasifikasi. Kandungan *ash* dapat membuat *slaging* dan dapat membuat lapisan pada dasar gasifier sehingga dapat menutup lubang *blower* masuknya oksigen, sehingga *pre-treatment* dapat dilakukan untuk mengatasi

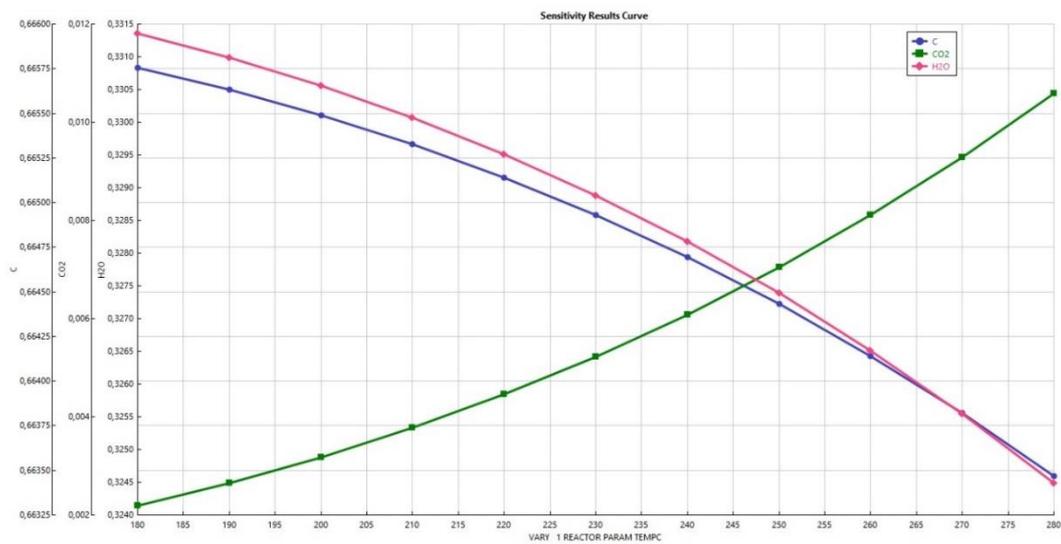
masalah tersebut. Pemilahan sampah dapat direkomendasikan untuk meningkatkan kualitas produk *hydrochar*. Pemilahan perlu dilakukan agar sampah yang masuk reaktor dengan komposisi yang sejenis sehingga kandungan *ash* pada MSW dapat diminimalisir. Tingginya temperatur membutuhkan sumber energi yang besar dalam pengoperasian HTC, seperti pembakaran pada boiler untuk menghasilkan *steam* yang akan mensupply ke dalam raktor HTC. Tujuan untuk mengurangi tinginya biaya operasi, maka konfigurasi penurunan temperatur pada tekanan saturasi perlu dilakukan. Peningkatan tekanan dapat meningkatkan kandungan karbon dan HHV. Sama halnya dengan temperatur, tekanan memiliki hubungan yang linear dengan temperatur karena seiring dengan peningkatan tekanan maka temperatur juga naik.

**Tabel 4. 4** Pengaruh temperatur terhadap kandungan karbon pada *hydrochar*

Variasi Temperatur (C)	C (%)	H (%)	CO <sub>2</sub> (%)	H <sub>2</sub> O (%)
180	66,58	0,02	0,22	33,14
190	66,56	0,02	0,26	33,10
200	66,55	0,03	0,32	33,06
210	66,53	0,03	0,38	33,01
220	66,51	0,04	0,45	32,95
230	66,49	0,05	0,52	32,89
240	66,47	0,06	0,61	32,82
250	66,44	0,06	0,70	32,74
260	66,41	0,07	0,81	32,65
270	66,38	0,09	0,93	32,55
280	66,35	0,10	1,06	32,45

Variasi temperatur operasi proses HTC dari 180-280 °C menghasilkan nilai karbon sekitar 66% dari massa MSW. Penurunan kandungan karbon disebabkan reaksi dekarboksilasi terjadi pada temperatur tersebut. Dekarboksilasi mengakibatkan produksi karbon dioksida meningkat dan mengurangi kandungan karbon *hydrochar* seiring dengan penguapan yang terjadi. Kandungan hidrogen dan oksigen menurun karena terjadi reaksi dehidrasi dengan memproduksi H<sub>2</sub>O. Senyawa air menurun seiring peningkatan temperatur, sehingga unsur hidrogen meningkat menjadi gas. Temperatur memberikan dampak reaksi hidrolisis, dehidrasi, dekarboksilasi dan kondensasi secara simultan. Peningkatan temperatur

akan mengakibatkan reaksi polimerisasi pada hidrochar dengan membentuk penghitaman pada produk. Fragmentasi polimerisasi tergantung pada peningkatan temperatur. Pada proses HTC rasio atomik O/C dan H/C akan menurun karena reaksi dehidrasi dan karboksilasi terjadi pada peningkatan temperatur. Pada *feedstock* sampah jenis kayu, reaksi dehidrasi dan karboksilasi molekul selusosa dan hemiselusosa terjadi pada temperatur diatas 180 °C yang menghasilkan kandungan karbon yang tinggi, sedangkan lignin terkarbonisasi diatas temperatur 240 °C.



**Gambar 4. 6** Pengaruh temperatur terhadap kandungan karbon pada *hydrochar*

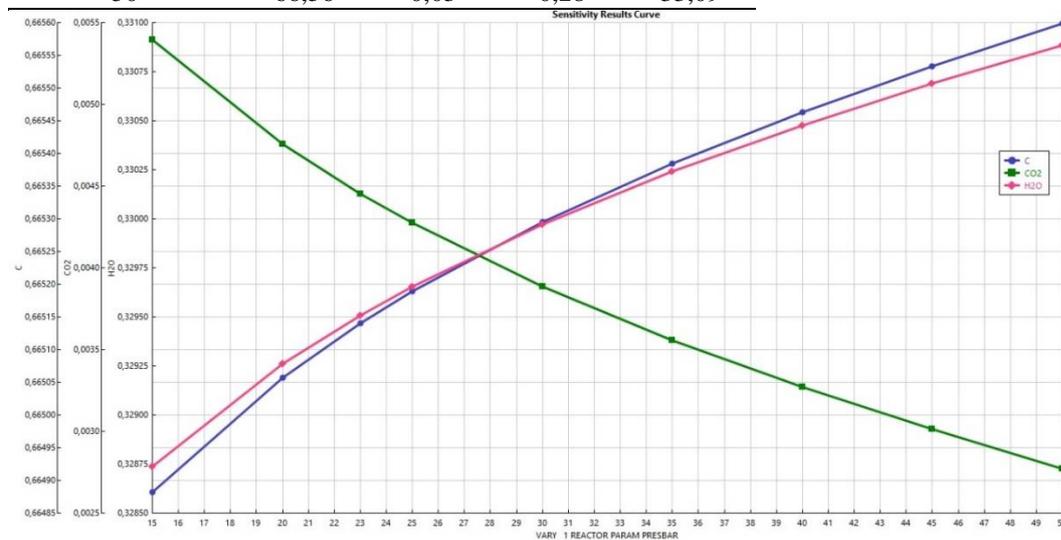
Tekanan dapat menaikkan isotropik (keseragaman material pada saat diberi tekanan) seiring peningkatan temperatur atau penambahan air (Khandelwal et al., 2019). Properti air memiliki karakteristik transportasi yang lebih baik dan dapat menjadi pelarut yang baik untuk senyawa polar dan katalis untuk bahan organik. Apabila properti air tetap dalam keadaan cair, maka konversi hidrotermal menjadi lebih efisien. Peningkatan tekanan dapat menurunkan kandungan oksigen sehingga HHV meningkat (Heidari et al., 2018). Tekanan tidak dapat memberikan pengaruh di saat tekanan tidak berada pada kondisi saturasi.

Tekanan pada proses HTC bergantung pada kenaikan temperatur. Kandungan air memberikan laju reaksi lebih cepat terhadap produk *hydrochar* karena merupakan senyawa katalis pada sampah organik. Peningkatan tekanan dapat memberikan efek pada struktur *hydrochar*. Reaksi dehidrasi dan

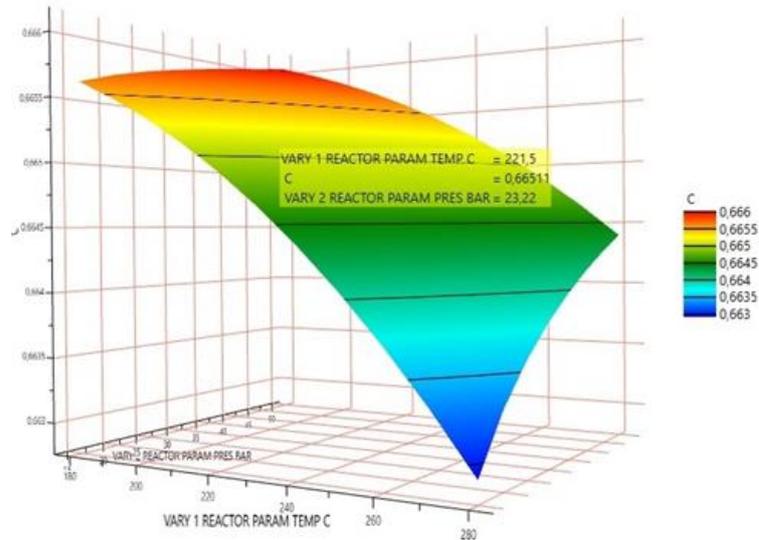
dekarboksilasi ditentukan oleh peningkatan tekanan dan temperatur proses dan ekstraksi material pada MSW dipengaruhi oleh peningkatan tekanan. Peningkatan tekanan dapat meningkatkan kandungan karbon sehingga nilai kalor produk juga akan meningkat.

**Tabel 4. 5** Pengaruh tekanan terhadap kandungan karbon pada *hydrochar*

Variasi Tekanan (bar)	C (%)	H (%)	CO <sub>2</sub> (%)	H <sub>2</sub> O (%)
15	66,49	0,05	0,54	32,87
20	66,51	0,04	0,48	32,93
23	66,51	0,04	0,45	32,95
25	66,52	0,04	0,43	32,97
30	66,53	0,04	0,39	33,00
35	66,54	0,03	0,36	33,02
40	66,55	0,03	0,33	33,05
45	66,55	0,03	0,30	33,07
50	66,56	0,03	0,28	33,09



**Gambar 4. 7** Pengaruh tekanan terhadap kandungan karbon pada hydrochar



**Gambar 4. 8** Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap kandungan karbon *hydrochar*

#### 4.3 Analisa Hasil Karakteristik *Hydrochar* dari Proses HTC dengan Sampel MSW 5 Kota di Jawa Timur

Komposisi elemen dari bahan baku sampah diperoleh dari hasil analisa *ultimate* dan *proximate* menggunakan ASTM di PT. Sucofindo Analytical Laboratories Surabaya-Indonesia. Komposisi dari *hydrochar* dihasilkan dari produksi *hydrothermal carbonization* dari proses simulasi. Berbagai penelitian tentang HTC dengan bahan baku MSW menunjukkan bahwa semakin tinggi temperatur operasi maka *content carbon* dan *heating value* meningkat.

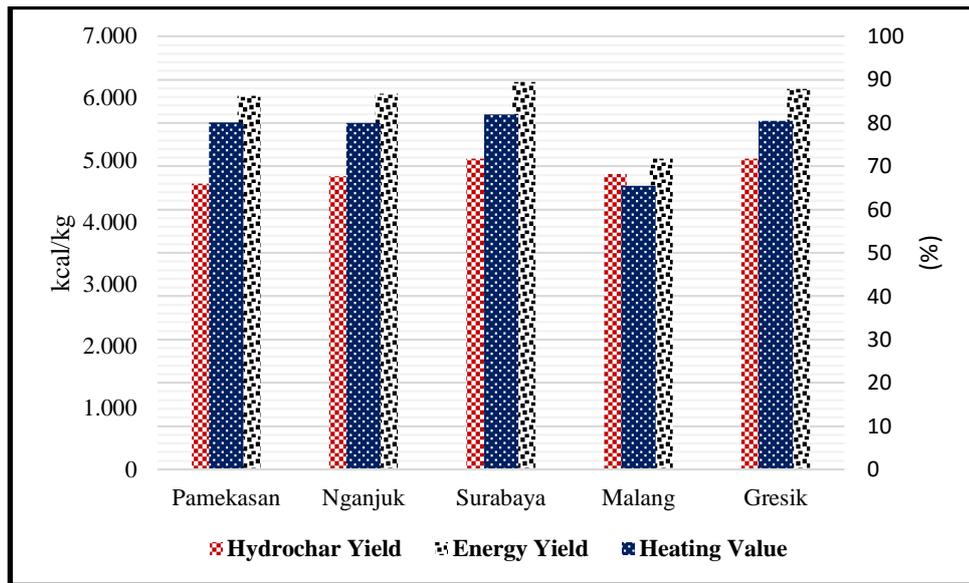
Temperatur operasi diatur pada proses simulasi antara 180-280 °C yang sesuai dengan reaksi HTC pada kondisi uap subkritikal, maka dipilih temperatur 220 °C pada tekanan saturasi sebagai parameter operasi pada kelima sampel MSW. Pemilihan temperatur operasi ini, dengan mempertimbangkan kebutuhan energi yang harus di supply melalui steam boiler yang mengindikasikan semakin tinggi temperatur maka membutuhkan biaya yang cukup besar.

Hasil pengujian sampel sampah dan produk *hydrochar* dari simulasi proses HTC dapat dibandingkan kandungan unsur penyusun seperti penurunan dan kenaikan unsur C, H, dan O *hydrochar* terhadap bahan baku sampah. Hasil simulasi proses HTC menunjukkan penurunan kandungan oksigen dan hidrogen pada produk *hydrochar*. Penurunan terjadi karena reaksi kimia produk terhidrolisis dari dehidrasi dan dekarboksilasi yang melepaskan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O (Krysanova, 2019).

Pada kondisi operasi pada temperatur 220 °C dengan tekanan saturasi rata-rata *carbon content* yang dihasilkan menjadi *hydrochar* naik sebesar 23% dari kandungan karbon pada MSW. Kandungan oksigen rata-rata turun 22% dari massa oksigen sebelumnya. Dari 20 kg MSW yang reaksi kedalam reaktor HTC, rata-rata massa *hydrochar* yang dihasilkan sekitar 70% dari massa MSW sisanya berupa gas dan *liquid*. Kabupaten Pamekasan memiliki *massa yield* lebih rendah dari kota Malang yakni berselisih 2,2%. Tingginya *mass yield* tersebut karena kandungan *ash* pada *hydrochar* kota Malang lebih tinggi dari Kabupaten Pamekasan. Rata-rata rasio H/C yang dihasilkan dalam proses HTC ini sebesar 1,13 dan O/C sebesar 0,44. Kecilnya rasio ini karena reaksi dalam proses HTC memberikan penurunan unsur hidrogen dan oksigen seiring dengan peningkatan kandungan karbon.

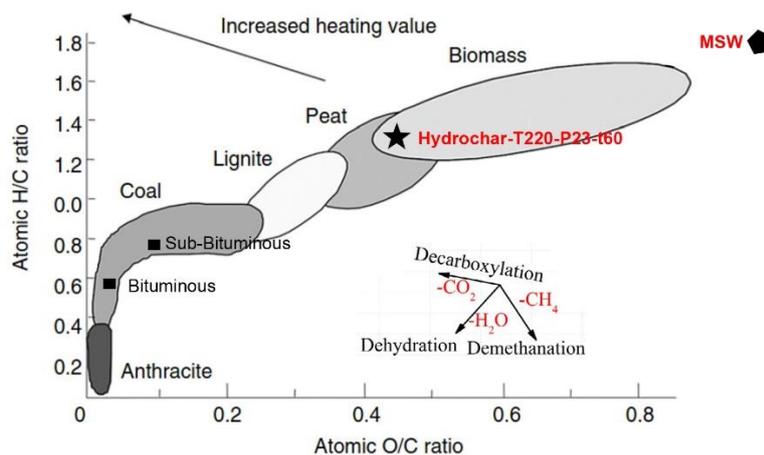
**Tabel 4. 6** Produk *hydrochar* melalui proses HTC di tiap kota

Variable	Place/samples in East Java-Indonesia					Mean
	Pamekasan	Nganjuk	Surabaya	Malang	Gresik	
<i>Operating conditions(200 °C at saturated pressure)</i>						
<i>Analisa ultimate (wt %)</i>						
C	63,85	63,77	65,36	52,23	64,13	61,87
H	3,57	3,57	3,66	2,92	3,59	3,46
N (x 10 <sup>-8</sup> )	1,04	1,21	0,00	0,08	1,01	0,67
O	28,35	28,31	29,02	23,19	28,47	27,47
S	0,13	0,13	0,02	0,04	0,10	0,08
Ash	4,10	4,22	1,95	21,62	3,71	7,12
Rata-rata peningkatan karbon	24,61	23,49	21,81	21,34	21,72	22,59
Rata-rata penurunan oksigen	22,37	21,25	19,66	27,44	19,54	22,05
Hydrochar Yield (%)	65,98	67,75	71,78	68,18	71,77	69,09
Heating Value (kkal/kg)	5.607	5.600	5.737	4.585	5.631	5.432
Energy Yield (%)	86,21	86,75	89,47	71,71	87,82	84,39
Rasio O/C	-	-	-	-	-	0,44
Rasio H/C	-	-	-	-	-	1,13



**Gambar 4. 9** Diagram *hydrochar yield*, *energy yield* dan *heating value* di tiap kota

Berdasarkan Gambar 4. 9, HHV dan *energy yield* tertinggi diperoleh di Kota Surabaya dibandingkan dengan kota lain. Proses *hydrothermal carbonizations* dapat menaikkan kandungan karbon pada *hydrochar*. Kandungan karbon yang tinggi pada produk *hydrochar* dapat meningkatkan HHV. Peningkatan kandungan karbon karena terjadi proses pelepasan *hydronium ion* (H<sup>+</sup>) dan *hydroxide ion* (OH<sup>-</sup>) dalam proses hidrolisis. Pelepasan H<sub>2</sub>O juga terjadi pada proses dehidrasi pada senyawa glukosa, selusosa dan hemiselusosa yang didalamnya terdapat atom H dan O. Dari proses ini, berkurangan atom H dan O pada MSW menjadikan nilai karbon lebih dominan dibandingkan dengan unsur lainnya, sehingga kandungan *hydrochar* banyak mengandung unsur C dengan *mass yield* lebih rendah dari MSW.



**Gambar 4. 10** Diagram Van Krevelen menentukan kualitas *hydrochar* dan MSW

Diagram Van Krevelen (H/C terhadap O/C) menggambarkan jalur reaksi pembentukan bio-coal. MSW dan produk *hydrochar* dibandingkan dengan empat tipe dari batubara, yaitu *anthracite*, *bituminious*, *sub-bituminious*, dan *lignite*. Jenis batubara rendah adalah tipe *lignite* dengan masih banyak mengandung unsur hidrogen dan oksigen tinggi. Semakin kecil nilai rasio H/C dan O/C maka semakin tinggi kualitas dari bio-coal. Hasil simulasi diperoleh bahwa rata-rata *hydrochar* yang dihasilkan dari proses HTC menghasilkan rasio H/C dan O/C yang masih tinggi, sehingga kualitas bahan bakar dari *hydrochar* di lima kota Jawa Timur tergolong rendah. Dalam meningkatkan kualitas bahan bakar padat tersebut dapat mengatur parameter proses selama pembentukan *hydrochar*, yaitu berupa peningkatan temperatur hingga 280 °C (temperatur *subcritical water maksimum*) pada tekanan saturasi dan *resident time* lebih dari satu jam (Naderi & Vesali-naseh, 2019). Peningkatan parameter proses HTC bertujuan agar menurunkan unsur H dan O dengan meningkatkan kandungan karbon (Lin, et al., 2017).

Penurunan rasio H/C dan O/C dapat meningkatkan derajat aromatisasi dan berkontribusi dalam pelepasan CO<sub>2</sub> (Zornoza, et al., 2016) dalam (Zhang, et al., 2017). Selain itu, sumbu dehidrasi mengindikasikan bahwa demetanasasi dan dekarboksilasi dipengaruhi oleh proses dehidrasi. Ketika rasio H/C dan O/C *hydrochar* dan bahan baku sampah dibandingkan maka terjadi penurunan rasio H/C dan O/C produk sebesar 26,72% dan 52,72%, hal tersebut menunjukkan bahwa reaksi HTC pada sampel MSW dapat meningkatkan kandungan karbon, HHV, dan kualitas pembakaran pada *hydrochar*.

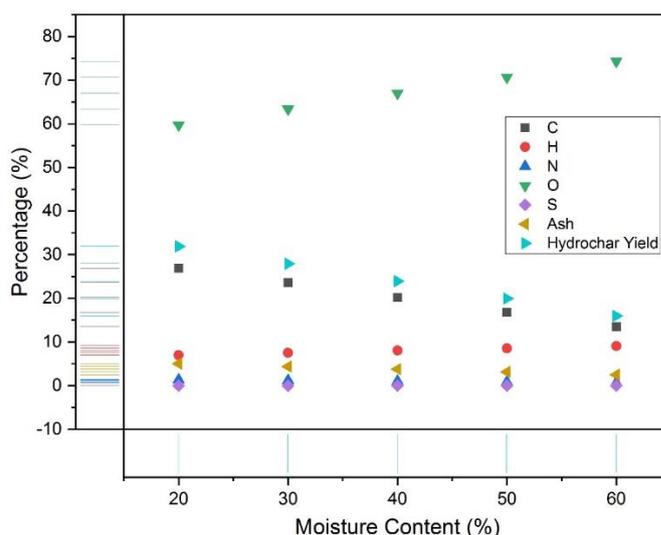
#### 4.4 Analisa Pengaruh Moisture Content terhadap Hasil Kadar Hydrochar

*Moisture content* (kandungan air) pada bahan baku sampah dapat berpengaruh terhadap proses *hydrothermal carbonization*. Kandungan air dalam sampah dapat menjadi reaktan (sebagai katalis) untuk mempercepat perpindahan panas dari senyawa MSW. Kandungan air dalam sampah dapat mengakibatkan reaksi dehidrasi dapat berlangsung lebih lama, walaupun proses HTC mengurangi kandungan hidrogen dan oksigen. Kandungan hidrogen dan oksigen pada proses HTC mempengaruhi kandungan energi atau HHV *hydrochar*. Semakin tinggi kandungan H dan O maka semakin kecil HHV yang dihasilkan oleh *hydrochar*. Bahan baku dengan *moisture content* yang lebih tinggi menghasilkan *hydrochar yield* yang lebih sedikit, hal tersebut karena jumlah air (bekerja sebagai pelarut) meningkatkan kelarutan dari bahan baku dan produk terhidrolisis, sehingga menghasilkan *hydrochar* yang lebih sedikit, dikarenakan sebagian air membentuk produk liquid dan sisanya berupa gas.

Data proses simulasi HTC mengacu data kondisi operasi penelitian (Kim et., al, 2017) dan membuat variasi *moisture content* 20%, 30%, 40%, 50%, dan 60%. Penentuan variasi *moisture content* tersebut karena bahan baku sampah sebelum diproses HTC pada umumnya berkisar 20-60% berdasarkan literatur. Hasil simulasi variasi *moisture content* menunjukkan semakin sedikit kandungan air pada MSW menjadikan HHV meningkat linearitas dengan *hydrochar yield*. Pada kadar air 20% menghasilkan kandungan karbon 26,91% dan *hydrochar yield* 31,93% dari massa MSW sebelum masuk reaktor sesuai Gambar 4. 11. Kandungan karbon pada kadar air 20% memiliki nilai paling tinggi karena proses pengkarbonisasian lebih sempurna dengan penguapan unsur H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, dan N semakin besar. Peningkatan nilai karbon dapat menaikkan *heating value hydrochar* semakin rendahnya *moisture content* dapat mengoptimalkan kualitas produk HTC dan gasifikasi.

**Tabel 4. 7** Hasil *hydrochar yield* pada variasi *moisture content*

Variabel	Moiture Content				
	60%	50%	40%	30%	20%
C	13,45	16,82	20,18	23,55	26,91
H	9,08	8,56	8,03	7,51	6,98
N	0,69	0,86	1,04	1,21	1,38
O	74,26	70,62	66,99	63,35	59,71
S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ash	2,51	3,14	3,76	4,39	5,02
Hydrochar yield	15,96	19,95	23,95	27,94	31,93



**Gambar 4. 11** Pengaruh *moisture content* terhadap *hydrochar yield*

#### 4.5 Analisa *Mass Yield* dan HHV dari *Hydrochar* pada Lima Sampel MSW

Pada penelitian ini, hasil rata-rata dari *mass yield* yang dihasilkan dari proses HTC di setiap kota menghasilkan 69% dari massa bahan baku sampah. Rata-rata kenaikan *hydrochar yield* sebesar 22,6% dengan *energy yield* 84,4% sesuai tabel 4.9. Peningkatan HHV terjadi dengan peningkatan *carbon content*. Selisih HHV hasil produksi melalui reaksi HTC rata-rata meningkat 31,7%. Linearitas peningkatan HHV dengan de-oksigenisasi terjadi selama proses HTC. Pada kondisi uap subkritikal degradasi dari selusosa dan hemiselusosa menghasilkan ikatan-ikatan baru pada monomer, furfural dan *5-hydroxyl methyl furfural* yang dapat menaikkan HHV. Endapan ikatan tersebut pada struktur berpori dari kandungan air *hydrochar* tak larut dapat meninggikan *energy yield* dan HHV (Krysanova, et al .,

2019).

Proses HTC pada tiga jenis komponen utama MSW seperti sampah makanan, kayu dan plastik mengalami proses hidrolisis. Molekul pada sampah makanan seperti, sakarida yang berasal dari karbohidrat/glukosa terjadi reaksi karamelisasi. Reaksi karamelisasi merupakan pencoklatan pada senyawa gula pada temperatur diatas 160 °C. Selain itu, reaksi hidrolisis pada polisakarida dapat meningkat dan mengakibatkan menurunan *hydrochar yield*. Pada sampah kayu, selusosa dan hemiselusosa juga terhidrolisis pada temperatur tinggi dengan melepaskan senyawa air dan karbon dioksida. Lignin pada sampah kayu efektif meningkatkan *heating value*. Sedangkan pada sampah plastik pelepasan senyawa air dan karbon dioksida relatif lebih kecil dibandingkan dengan sampah makanan dan kayu. Sehingga, pada jenis sampah ini terjadi proses polimerisasi lebih baik dibandingkan dengan jenis sampah lainnya.

*Energi yield* merupakan persentase energi yang dapat dibangkitkan dari produk *hydrochar*. *Energi yield* diperoleh dari hasil kali *hydrochar yield* dengan rasio HHV produk terhadap HHV bahan baku sampah. Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh *energy yield* tertinggi terdapat pada *hydrochar* kota Surabaya dengan efisiensi energi sebesar 89,47%. Nilai ini dapat mengindikasikan potensial pembangkitan energi dengan bahan bakar padat. Rata-rata *energy yield* dari kelima kota ini berkisar 84,39%. Nilai *energy yield* dapat dijadikan perbandingan efisiensi energi *hydrochar* dengan *feedstock* pada tiap sampel sampah. Selain itu, dapat mengukur seberapa besar energi yang dihasilkan dari *hydrochar* ditinjau dari *mass yield*. Dalam perspektif ekonomi, dapat dijadikan ukuran investasi awal, profit keberlanjutan pembangkitan energi melalui *feedstock* MSW ini di suatu daerah. *Energy yiled* merupakan fungsi dari *mass yiled* dan energi densifikasi merupakan faktor penting dalam konsumsi energi pada sebuah peralatan teknologi pengolahan sampah seperti konsumsi energi pada peralatan boiler, *dryer* dan *briqueter*. Penurunan *hydrochar yield* dapat meningkatkan energi densifikasi seperti terlihat pada kota Malang dan Pamekasan yang mengalami peningkatan HHV.

**Tabel 4. 8** Perbandingan kenaikan HHV, *hydrochar yield* dan *energy yield* pada lima kota

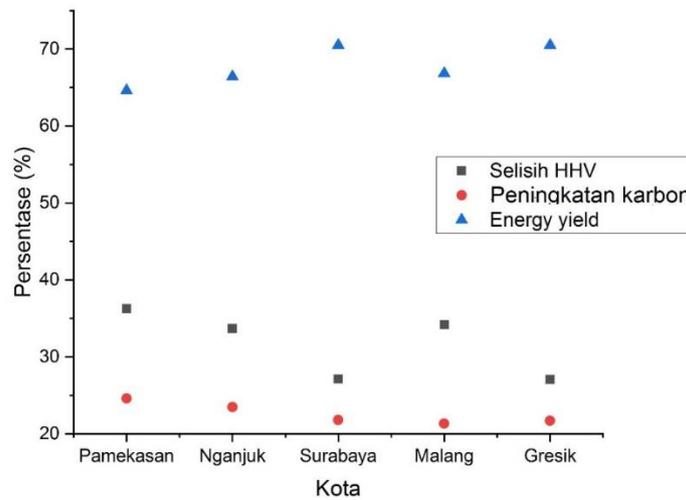
Variabel	Kota					Rata - rata
	Pamekasan	Nganjuk	Surabaya	Malang	Gresik	
<sup>a</sup> Selisih HHV (%)	36,26	33,68	27,12	34,18	27,08	31,67
<sup>b</sup> Peningkatan <i>carbon content</i> (%)	24,61	23,49	21,81	21,34	21,72	22,59
<sup>c</sup> <i>Energy yield</i> (%)	86,21	86,75	89,47	71,71	87,82	84,39

*Keterangan:*

<sup>a</sup> Selisih HHV antara produk *hydrochar* dengan bahan baku sampah

<sup>b</sup> Peningkatan kandungan karbon pada *hydrochar* terhadap kandungan karbon pada sampah

<sup>c</sup> Persentase energi yang dapat dibangkitkan dari produk *hydrochar*



**Gambar 4. 12** Perbandingan kenaikan HHV, *hydrochar yield* dan *energy yield* pada lima kota

### 4.3 Simulasi Proses Gasifikasi

#### 4.3.1 Validasi Simulasi Gasifikasi

Hasil simulasi proses dibandingkan dengan hasil eksperimen sebelumnya yang dilakukan oleh (Násner et al., 2017). Selanjutnya, pengaturan dalam simulasi ini dapat diterapkan pada setiap variasi berikutnya. Pada percobaannya *mass flow hydrochar* dihasilkan 312 kg/jam pada temperatur gasifier 700 °C dan *mol flow syngas* sebesar 14,66 kmol/jam. Hasil simulasi hasil *syngas* yang diperoleh dibandingkan dengan penelitian (Násner et al., 2017) sesuai tabel berikut:

**Tabel 4. 9** Perbandingan validasi data simulasi gasifikasi

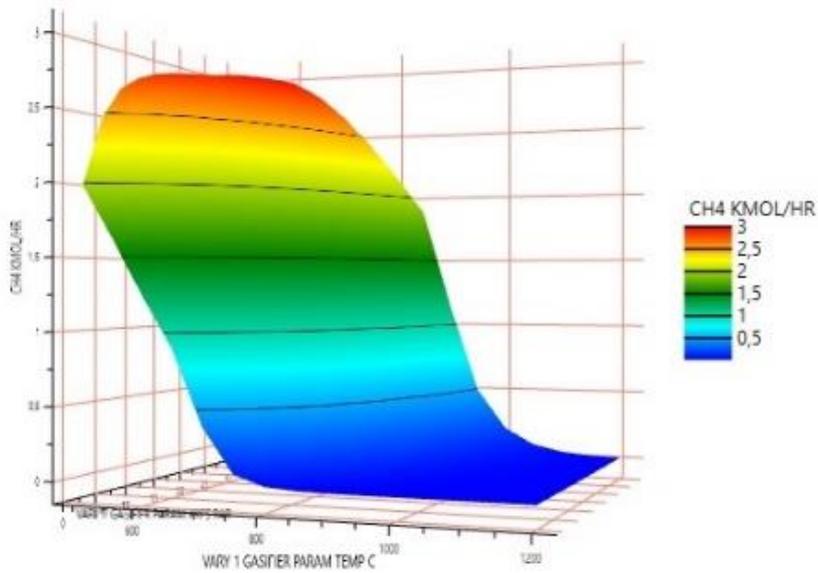
Senyawa	H <sub>2</sub> (% mol)	CO (% mol)	CH <sub>4</sub> (% mol)	LHV (MJ/kg)	Rata-rata
Penelitian (Násner et al., 2017)	22,10	22,10	1,90	5,8	-
Simulasi	21,20	22,30	1,80	5,74	-
Selisih	4,00	0,90	5,00	1,03	2,73

Bersarkan perbandingan hasil penelitian dengan hasil simulasi diperoleh rata-rata selisih dibawah 5% yaitu 2,73%. Nilai persentase selisih tersebut mempresentasikan dan menunjukkan penyimpangan terhadap referensi dengan nilai yang telah mendekati.

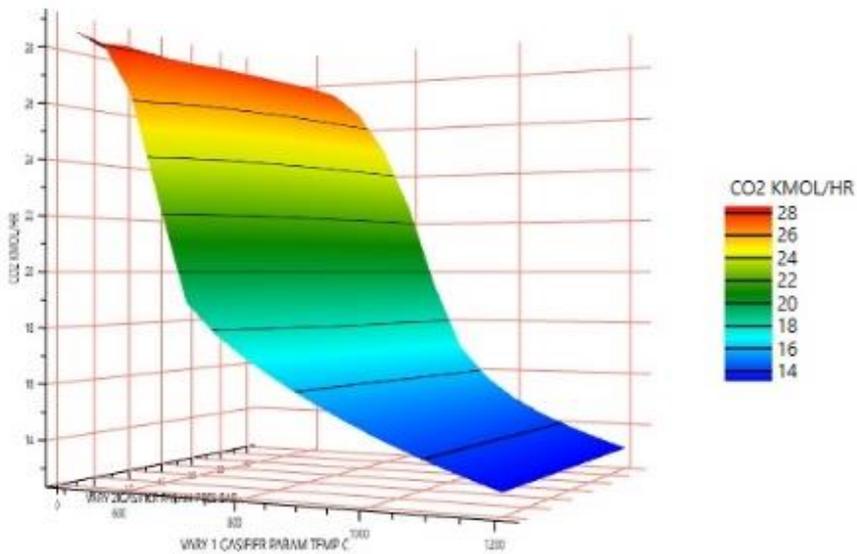
#### 4.3.2 Analisa Pengaruh Temperatur dan Tekanan pada Proses Gasifikasi

Simulasi proses pasifikasi diatur dengan rasio massa oksigen terhadap *hydrochar* 1:1 yaitu asing-masing sebesar 1.000 kg/hr. Variasi temperatur dan tekanan dilakukan untuk mengetahui sensitifitas kadar *syngas* yang dihasilkan dari proses gasifikasi. Variasi temperatur dibuat interval kenaikan 50 °C dari 200–1200 °C. Pengambilan rentang temperatur tersebut karena proses gasifikasi/reduksi terjadi pada kondisi tersebut (Jumma, 2019).

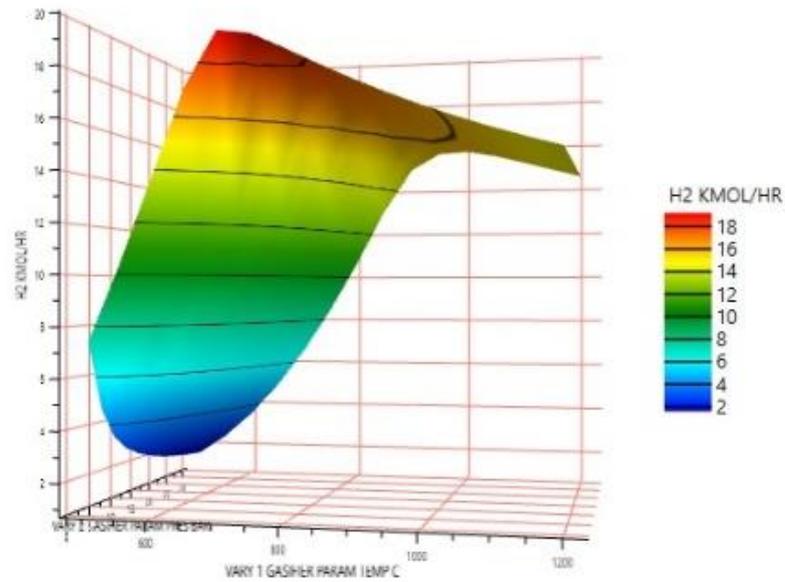
Hasil simulasi kandungan *syngas* menunjukkan bahwa pada penambahan temperatur menghasilkan karbon monoksida dan hidrogen yang semakin meningkat, sedangkan kandungan metana dan karbon dioksida mengalami penurunan. Hal ini disebabkan karena selama proses reduksi pada reaktor gasifier, karbon yang bereaksi dengan karbon dioksida dan senyawa air akan mengalami peningkatan seiring penambahan panas. Sebaliknya pada kondisi temperatur cenderung rendah, reaksi metana dan karbon dioksida meningkat karena CO dan H<sub>2</sub> menjadi senyawa reaktan terbentuknya CO<sub>2</sub> dan CH<sub>4</sub> seperti Gambar 4. 13 dan Gambar 4. 14 dibawah ini.



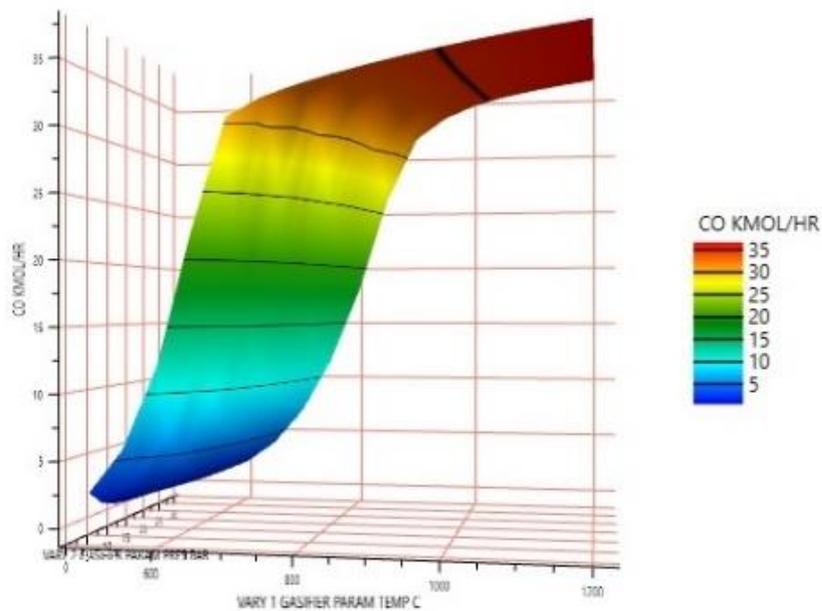
**Gambar 4. 13** Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap metana



**Gambar 4. 14** Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa karbon dioksida



**Gambar 4. 15** Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa hidrogen

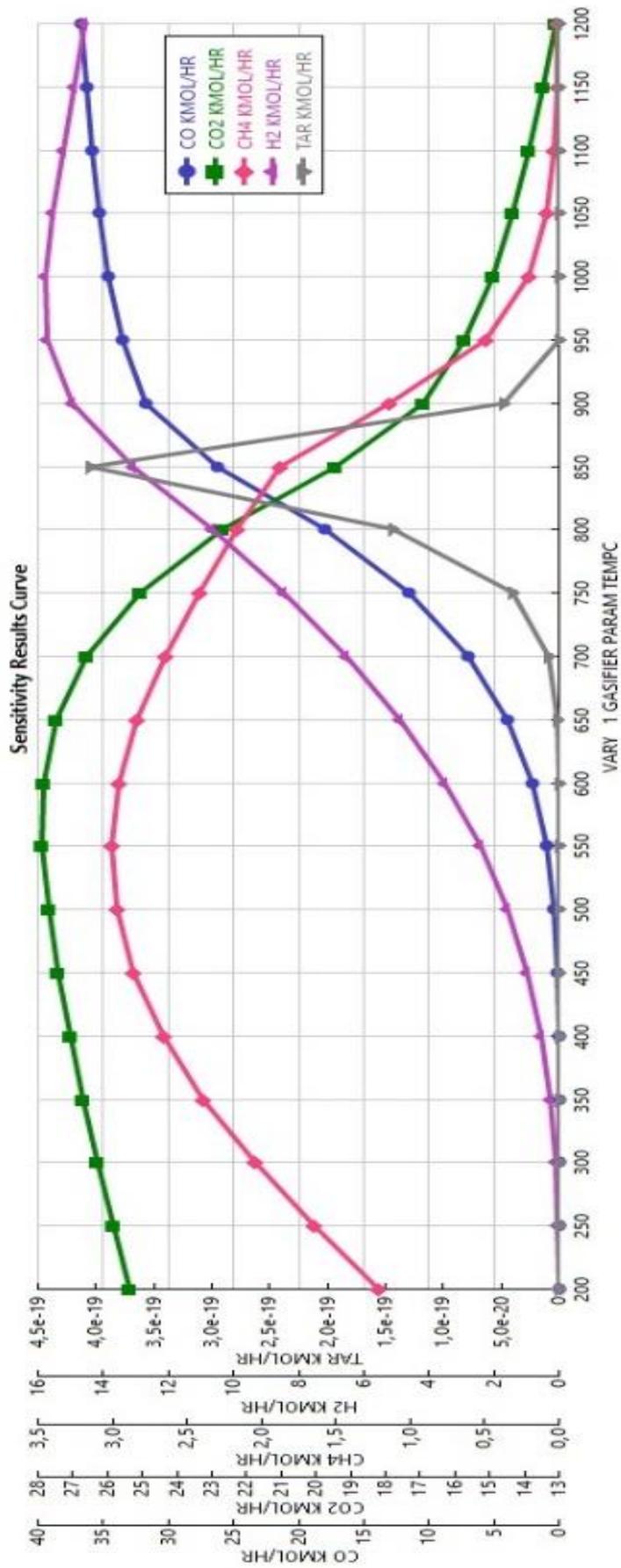


**Gambar 4. 16** Pengaruh temperatur dan tekanan terhadap senyawa karbon monoksida

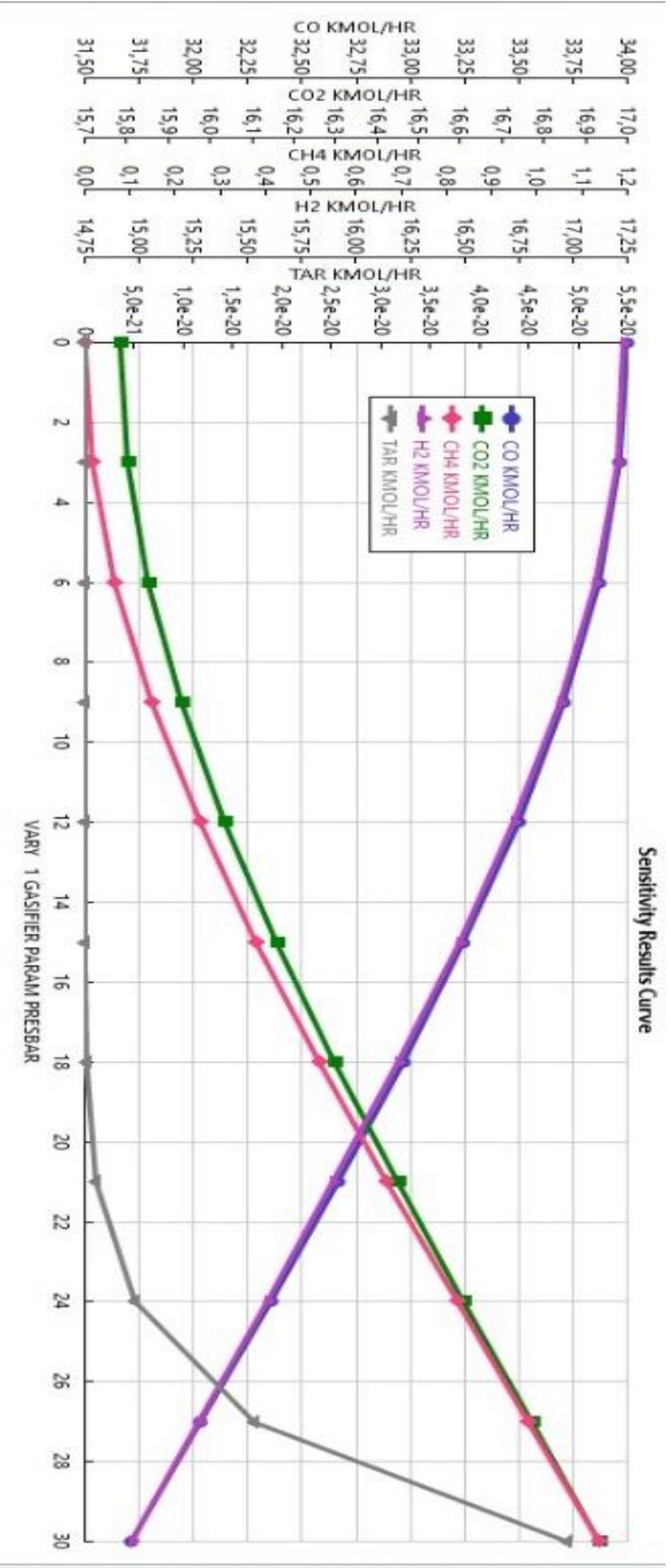
Pada Gambar 4. 17, senyawa *syngas* yang dihasilkan mengalami perubahan pada kenaikan temperatur dan tekanan. Semakin tinggi temperatur dan tekanan maka meningkatkan karbon monoksida dan hidrogen sebaliknya menurunkan metana dan karbon dioksida. Temperatur gasifikasi yang divariasikan

mengakibatkan H<sub>2</sub> meningkat pada temperatur 700-900 °C dengan rata-rata 3 kmol/hr. Peningkatan temperatur diakibatkan oleh proses endotermik yang terjadi pada reaksi *primary water gas reaction* (R.8) dan reaksi *steam reforming reaction* (R.10) diiringi dengan konsumsi gas CH<sub>4</sub>. Peningkatan temperatur juga meningkatkan *boudouard reaction* (R.3) sehingga meningkatkan CO dan menurunkan CO<sub>2</sub>. Ketika temperatur turun, *carbon-steam* cenderung memproduksi CO<sub>2</sub> ketika CO dinaikkan oleh temperatur. Pada reaksi endotermik *boudouard* (R.3) cenderung memproduksi CO dan CO<sub>2</sub> dengan pertambahan temperatur. Pada berbagai studi, Reaksi (R.3) dan (R.8) tidak saling bergantung sehingga reaksi pembentukan CO menjadi lebih banyak. Pembentukan CO dan H<sub>2</sub> terjadi dengan mudah karena proses adsorpsi H<sub>2</sub>O yang beraksi dan melapisi permukaan *char*. Peningkatan produksi H<sub>2</sub> mengakibatkan pertambahan temperatur karena terjadi peningkatan tekanan parsial pada H<sub>2</sub>. Peningkatan produksi H<sub>2</sub> dan CO mengakibatkan penurunan pada kadar CH<sub>4</sub> dikarenakan *reaksi methane reforming* (R.10) terjadi. CH<sub>4</sub> menurun karena terjadi reaksi dengan H<sub>2</sub>O sehingga menghasilkan produk gas H<sub>2</sub> dan CO.

Pada Gambar 4. 17 dan Gambar 4. 18 merepresentasikan kandungan *syngas* yang dipengaruhi oleh temperatur dan tekanan. Pada tekanan dinaikkan senyawa CH<sub>4</sub> dan CO<sub>2</sub> juga mengalami kenaikan sebaliknya CO dan H<sub>2</sub> turun pada tekanan dinaikkan. Dengan memperhatikan kandungan gas metana yang merupakan senyawa bahan bakar gas, maka *syngas* dapat dikatakan baik apabila kandungan gas metana tinggi. Senyawa tar dihasilkan dari hasil reaksi karbon dan hidrogen yang dapat meningkat jika tekanan dinaikkan. Tar merupakan senyawa C<sub>10</sub>H<sub>8</sub> yang dapat merusak *gas engine* dengan cara menempel pada dinding-dinding logam dan dapat menurunkan performa. Pemilihan tekanan pada proses simulasi dengan mempertimbangkan produksi tar yang rendah, sehingga memberikan keuntungan pada *life time* alat. Selain itu, pemilihan temperatur pada 900 °C dipilih karena senyawa tar mulai menurun dan CO<sub>2</sub> semakin rendah yang merupakan senyawa bersifat korosi.



Gambar 4. 17 Pengaruh perubahan temperatur terhadap kadar syngas

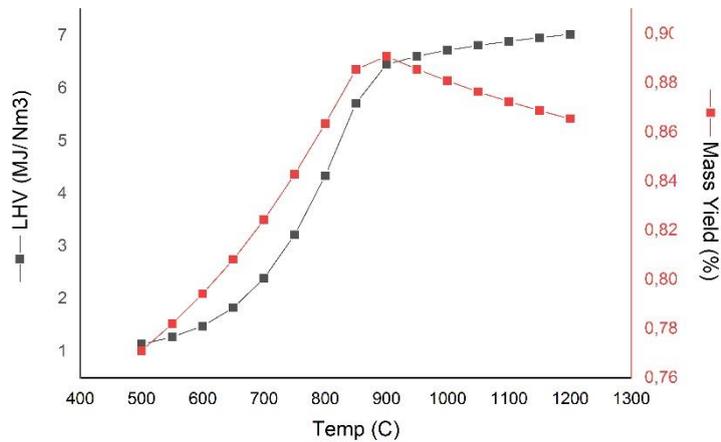


Gambar 4. 18 Pengaruh perubahan tekanan terhadap kadar syngas

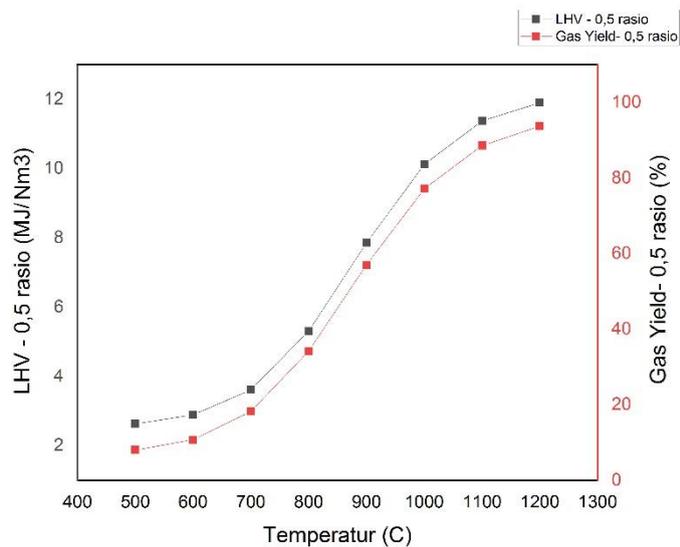
### 4.3.3 Analisa Pengaruh Temperatur terhadap LHV dan Gas Yield

Temperatur gasifikasi dapat merubah massa gas CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> dan CO. Perubahan massa gas dapat berpengaruh pada nilai *heating value* dan *gas yield*. Pada temperatur 500-1200 °C yang divariasikan dengan rasio oksigen/*hydrochar* 1,0, *heating value* naik dari temperatur 700 °C hingga 900 °C dan *gas yield* naik dari suhu awal 500 °C hingga 900 °C. Persentase *gas yield* mengalami penurunan pada temperatur diatas 900 °C karena sebagian senyawa oksigen dan hidrogen bereaksi pada temperatur yang semakin tinggi dengan menghasilkan produk H<sub>2</sub>O yang berupa gas. Hasil *syngas* terbaik terdapat pada kondisi temperatur 900 °C dengan memperhatikan nilai *heating value* dan *gas yield* tertinggi dengan nilai LHV 6,45 MJ/Nm<sup>3</sup> dan *gas yield* 89%. Kecilnya *gas yield* dapat mengakibatkan penurunan efisiensi gasifikasi, sehingga temperatur harus tetap dijaga pada temperatur 900 °C hingga keatas.

Pada rasio oksigen/*hydrochar* 0,5, *heating value* mengalami peningkatan pada temperatur 700-1000 °C linearitas dengan *gas yield* sesuai Gambar 4. 20. Semakin tinggi temperatur operasi maka *heating value* dan *gas yield* meningkat. Kandungan *gas yield* pada rasio 0,5 lebih banyak memproduksi CO, CH<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub> dibandingkan dengan rasio 1,0 sesuai Gambar 4. 23. Pada pembakaran tidak sempurna (rasio ≤ 0,5) karbon dioksida pada zona combustion tidak terproduksi. Hasil dari reaksi tersebut menghasilkan CO dan sebagian karbon. Produksi sebagian karbon dapat beraksi kembali menghasilkan CO, CH<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>. Sedangkan CO<sub>2</sub> hanya terjadi pada reaksi geser (*shift reaction*) (R.7). Kandungan karbon pada *hydrochar* dapat dikonversi menjadi gas pada temperatur tinggi. Berdasarkan Tabel 4.12, efisiensi gasifikasi menggambarkan kualitas dari *syngas* yang dihasilkan dari *hydrochar* melalui proses gasifikasi. Tingginya temperatur gasifikasi dapat menaikkan efisiensi gas karena karbon yang terekstraksi menjadi gas menghasilkan *heating value* tinggi sehingga efisiensi juga meningkat.



**Gambar 4.19** Pengaruh temperatur terhadap *heating value* dan *gas yield* pada rasio 1,0



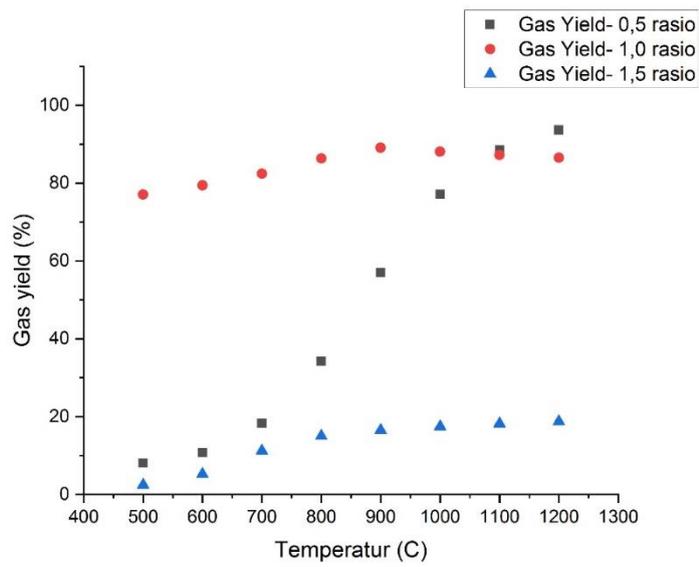
**Gambar 4.20** Pengaruh temperatur terhadap *heating value* dan *gas yield* pada rasio 0,5

#### 4.3.4 Analisa Pengaruh Rasio Oksigen/Hydrochar Terhadap LHV dan Gas Yield

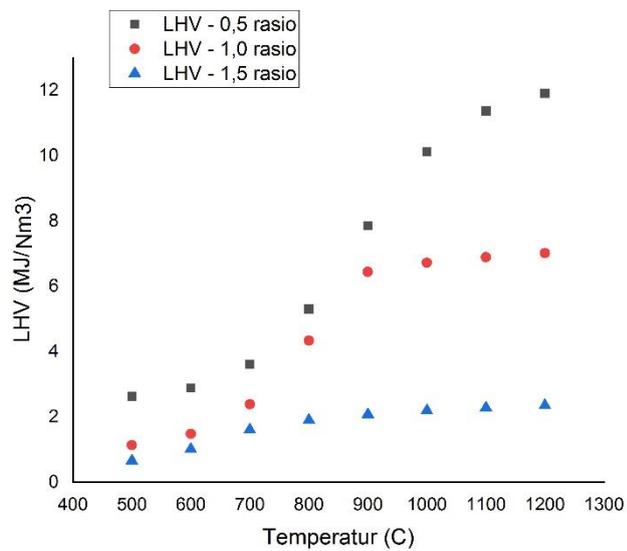
Dalam proses gasifikasi dapat divariasikan perbandingan oxygen combustion dengan *hydrochar*. Massa pada oksigen dan *hydrochar* dibuat sama dengan 1000 kg/jam atau disebut rasio 1,0. Variasi lain oksigen/*hydrochar* dibuat rasio 0,5 dan 1,5 disesuaikan dengan perbandingan 1:2 dan 3:2. Pengaruh rasio oksigen/*hydrochar* untuk melihat komposisi *syngas* dengan menghasilkan *heating value* dan *gas yield* seperti Gambar 4. 21 dan Gambar 4. 22. Senyawa *syngas* yang

dihasilkan untuk menghitung *heating value* dari senyawa CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> karena pada senyawa tersebut merupakan senyawa gas yang mudah terbakar yang merupakan bahan bakar pada proses pembangkitan energi listrik selanjutnya. Perhitungan *gas yield* termasuk senyawa CO<sub>2</sub> karena proses gasifikasi menghasilkan empat senyawa utama yaitu CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, dan CO<sub>2</sub>.

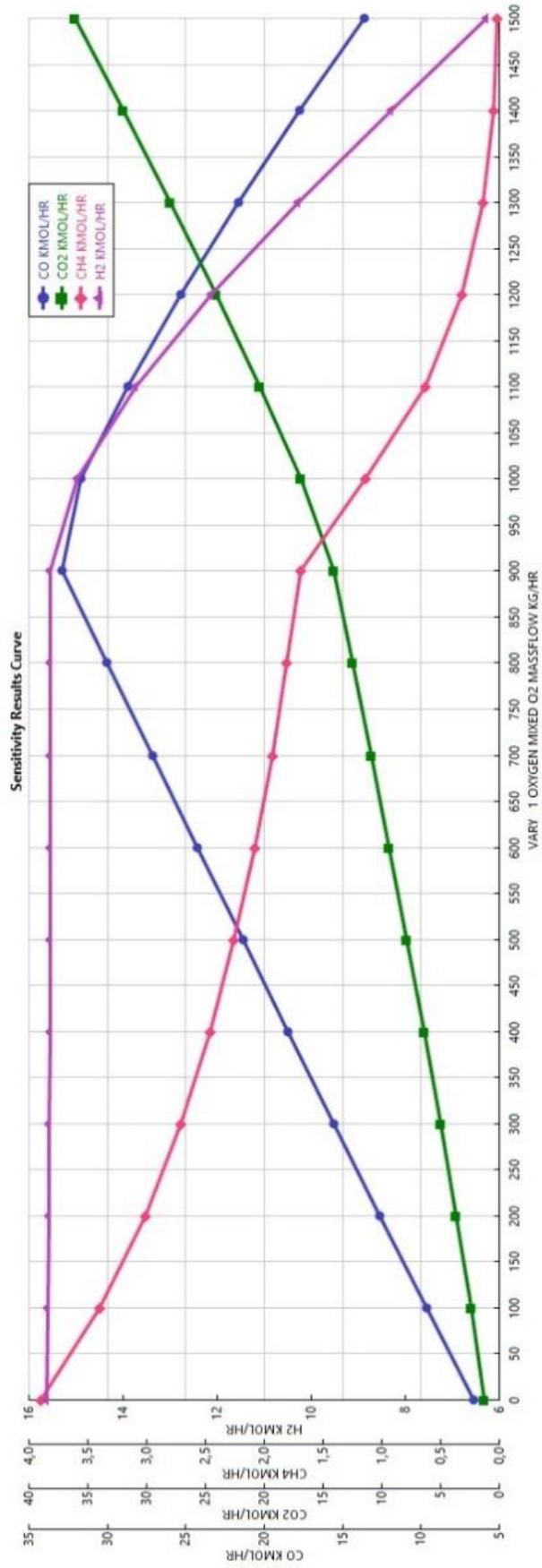
Pada rasio oksigen/*hydrochar* 0,5 menghasilkan *heating value* yang tinggi yaitu 11,91 MJ/Nm<sup>3</sup> dengan *gas yield* 93,69% pada temperatur 1.200 °C. Semakin tinggi temperatur dan oksigen semakin kecil (rasio < 0,5) maka produksi *syngas* lebih tinggi dengan menghasilkan gas yang mudah terbakar seperti CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub>. Berdasarkan Tabel 4. 10 maka diperoleh pada rasio 0,5 menghasilkan senyawa *syngas* CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> lebih tinggi dibandingkan dengan rasio 1,0 dan 1,5, hal ini dikarenakan pada zona combustion gasifikasi tidak menghasilkan karbon dioksida sesuai reaksi stoichiometri (R.1). Apabila rasio diatas 0,5 maka karbon dioksida mulai terproduksi (terjadi pembakaran sempurna) hingga pada rasio 1,0 dan seterusnya. Sesuai penelitian yang dilakukan (Shehzad, et al., 2016) bahwa pembakaran yang tidak sempurna/dibawah rasio 0,5 maka akan menghasilkan senyawa gas yang mudah terbakar CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> tinggi. Pada penelitiannya gas CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> mulai menurun pada rasio 0,4 diikuti dengan produksi CO<sub>2</sub> yang mulai bertambah. Pada pembakaran proses gasifikasi, oksigen disupply berkisar 0,2 hingga 0,4 dari massa *hydrochar* yang dimasukan. Nilai rasio mengindikasikan bahwa oksigen/*hydrochar* mendukung kesetimbangan reaksi *water gas* (R.8) menjadi reaksi *water gas shift* (R.7), reaksi *Boudourd* (R.3) dan reaksi *hydrogasification* (R.4). Kecilnya kandungan karbon pada *hydrochar* dapat menyebabkan pembentukan senyawa CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> yang rendah juga sehingga berpengaruh pada *gas yield* dan *heating value*.



**Gambar 4. 21** Pengaruh rasio oksigen/hydrochar terhadap *gas yield*



**Gambar 4. 22** Pengaruh rasio oksigen/hydrochar terhadap *heating value*



Gambar 4. 23 Produksi syngas pada variasi massa oksigen pada proses pembakaran gasifikasi

Pada proses gasifikasi pembakaran merupakan suatu proses penting dalam menghasilkan *syngas*. Proses oksidasi merupakan supply oksigen sebagai reaktan untuk proses pembakaran pada material maupun bahan bakar. Oksidasi pada proses gasifikasi terdapat dua reaksi yaitu oksidasi komplit dan oksidasi parsial. Oksidasi komplit mereaksikan carbon (arang) dan oksigen dengan jumlah mol yang sama maka akan menghasilkan senyawa karbon dioksida, sedangkan pada oksidasi parsial dapat menghasilkan senyawa karbon monoksida. Pada proses gasifikasi senyawa-senyawa gas yang mudah terbakar seperti CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> sangat dibutuhkan dalam pembangkitan energi listrik karena senyawa tersebut menjadi bahan bakar pada *gas engine*. Pada analisa pengaruh rasio oksigen/*hydrochar* terhadap hasil *syngas*, maka massa *hydrochar* di masukkan 1.000 kg/jam dan massa oksigen divariasikan mulai 100 hingga 1.500 kg/jam. Hal ini bertujuan untuk mengetahui sensitifitas kadar senyawa *syngas* terproduksi. Pada Gambar 4. 23 karbon dioksida mulai terproduksi hingga pada temperatur 900 °C diikuti produksi karbon monoksida yang relatif kecil. Gas metana mulai turun seiring dengan penambahan massa oksigen pada pembakaran. Kondisi ideal dalam proses oksidasi pada gasifikasi adalah pada supply oksigen tidak lebih dari 0,5 dari massa *hydrochar* atau dalam kasus ini (500 kg/h). Produksi gas metana tidak semakin turun dan produksi karbon dioksida tidak semakin bertambah pada supply oksigien lebih dari 500 kg/jam.

**Tabel 4. 10** Rata-rata kandungan *syngas* pada variasi rasio pada temperatur 500-1200 °C

Senyawa	Rata-rata kandungan <i>syngas</i>		
	Rasio 0,5 (%)	Rasio 1,0 (%)	Rasio 1,5 (%)
CO	42,19	31,44	12,36
CO <sub>2</sub>	34,78	50,75	69,95
CH <sub>4</sub>	3,87	1,41	0,51
H <sub>2</sub>	2,22	1,15	0,43

**Tabel 4. 11** Pengaruh temperatur terhadap *heating value* dan *gas yield*

Rasio	0,5		1		1,5	
	T (C)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )
500	2,63	8,03	1,14	77,10	0,66	2,42
600	2,89	10,74	1,48	79,42	1,01	5,26
700	3,62	18,24	2,39	82,43	1,62	11,20
800	5,31	34,17	4,34	86,35	1,91	15,00
900	7,85	57,01	6,45	89,09	2,08	16,54
1000	10,12	77,15	6,72	88,08	2,19	17,48
1100	11,37	88,56	6,89	87,24	2,28	18,19
1200	11,91	93,69	7,02	86,54	2,36	18,75
Nilai Max	11,91	93,69	7,02	89,09	2,36	18,75

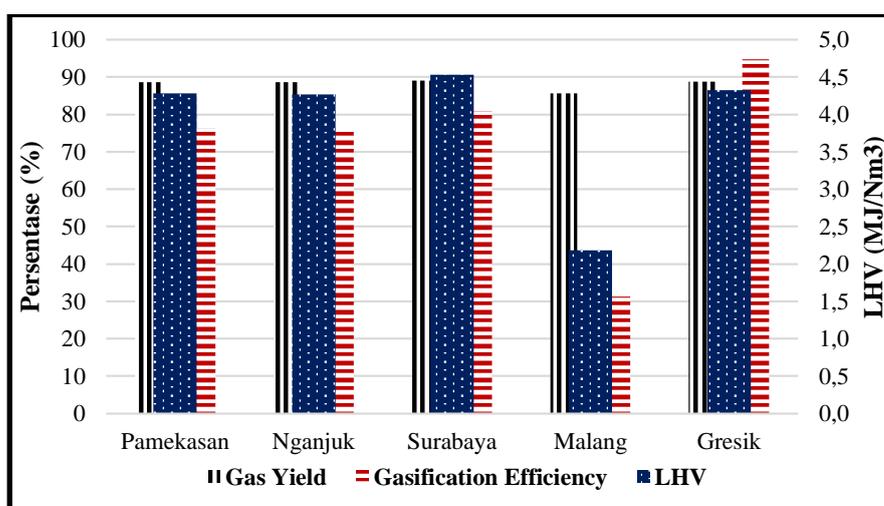
Pada oksidasi parsial (rasio 0,5) menghasilkan *gas yield* lebih tinggi dari oksidasi komplit (rasio 1,0 dan 1,5). Produksi CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> lebih tinggi dihasilkan dari reaksi oksidasi pada kandungan oksigen rendah, karena produksi CO dan dan sebagian karbon bereaksi kembali pada proses reduksi/pasifikasi. Hal tersebut mengakibatkan senyawa CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub> lebih dominan dibandingkan CO<sub>2</sub>. Pada oksidasi komplit, *gas yield* terproduksi semakin meningkat pada kondisi temperatur terus dinaikkan, namun rendahnya LHV dan *gas yield* dibandingkan dengan oksidasi parsial karena pada kondisi ini lebih banyak memproduksi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O berupa gas.

#### 4.3.5 Analisa Hasil Karakteristik Syngas dari Proses Gasifikasi dengan Sampel MSW 5 Kota di Jawa Timur

Feedstock MSW merupakan komponen penting dalam pembangkitan energi pengolahan sampah. Kualitas baik tidaknya dari produk HTC dan gasifikasi ditentukan juga dari kualitas MSW. MSW dikatakan memiliki kualitas tinggi dapat dilihat dari nilai *heating value/calorific value* sampah. Peningkatan kualitas produk dapat membutuhkan energi yang besar pada proses. Sampah yang tercampur (heterogen) memiliki kualitas yang berbeda dibandingkan sampah yang sudah disortir (homogen). Pada kasus ini, sampah kota di suatu daerah memiliki perbedaan komposisi jenis sampah. Hal tersebut yang menjadi tantangan dalam pembangkitan energi berbahan MSW dengan perbedaan jenis sampah. Berdasarkan dari hasil

simulasi menunjukkan bahwa feedstock MSW berpengaruh pada produk *hydrochar* dan *syngas* dengan pola yang sama. Pola yang sama ditunjukkan tingginya kandungan karbon dan rendahnya oksigen dalam MSW, menghasilkan *heating value* tinggi pada *hydrochar* dan tinggi *heating value syngas* diakibatkan oleh tingginya *heating value hydrochar*.

Berdasarkan tempat/lokasi sampel MSW yang diteliti, terdapat perbedaan karakteristik jenis sampah tiap kota. Lokasi pengambilan sampel MSW meliputi kota besar dan kecil yang ada di Propinsi Jawa Timur. Sampah kota pada kota besar seperti yang terdapat pada Kota Surabaya dan Malang, sedangkan kota Pamekasan dan Nganjuk termasuk kota kecil, selain itu kota Gresik sebagai kota sedang. Penentuan besar kecilnya kota dilihat dari rasio jumlah penduduk terhadap luas kota/daerah. Pada kota besar dan kecil maupun sedang memiliki tingkat produktifitas, jumlah penduduk, tingkat konsumsi dan sumber daya alam yang berbeda. Perbedaan ini dapat menghasilkan jenis-jenis sampah kota yang dihasilkan. Berdasarkan hasil simulasi, kota Surabaya menghasilkan produk *hydrochar* dan *syngas* lebih baik dibandingkan kota lain. Kota Malang yang juga merupakan kota besar menghasilkan produk yang rendah, hal ini disebabkan pada komposisi MSW kota Malang banyak mengandung konten *ash* (debu) sehingga berpengaruh pada *heating value hydrochar* dan *syngas*. Dalam peningkatan kualitas produk dan optimalisasi pembangkitan energi tenaga sampah, dapat melakukan pemilahan sampah yang sejenis dengan nilai kalor tinggi.



**Gambar 4. 24** Hasil *gas yield*, *efisiensi gasifikasi*, dan *LHV syngas* lima kota

**Tabel 4. 12** Hasil kadar *syngas* dengan sampel MSW 5 kota di Jawa Timur

Variable	Mass Syngas					Rata-rata
	Pamekasan	Nganjuk	Surabaya	Malang	Gresik	
<i>Gas Product (kg):</i>						
H <sub>2</sub>	1,87	1,86	2,00	0,89	1,89	1,70
O <sub>2</sub> ( x 10 <sup>-15</sup> )	1,34	1,35	1,15	6,70	1,30	2,37
N <sub>2</sub> ( x 10 <sup>-11</sup> )	6,78	9,14	0,00	0,29	6,14	4,47
H <sub>2</sub> O	22,13	22,16	21,68	25,87	22,05	22,78
S ( x 10 <sup>-10</sup> )	6,41	6,41	1,00	3,16	5,01	4,40
CO	64,85	64,61	69,32	30,49	65,68	58,99
CO <sub>2</sub>	107,28	107,39	105,15	123,36	106,88	110,01
H <sub>2</sub> S	0,12	0,12	0,02	0,03	0,10	0,08
CH <sub>4</sub>	0,08	0,08	0,10	0,00	0,08	0,07
C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH <sub>3</sub> ( x 10 <sup>-8</sup> )	1,13	1,30	0,00	0,09	1,09	0,72
ASH	3,67	3,78	1,74	19,35	3,32	6,37
TAR ( x 10 <sup>-8</sup> )	1,69	1,55	7,69	0,00	2,26	2,64
<i>Analysis:</i>						
LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	4,28	4,27	4,53	2,18	4,33	3,92
Gas yield (%)	88,66	88,65	89,06	85,66	88,74	88,15
Gasification Efficiency (%)	76,29	76,04	80,97	31,21	94,75	71,85
Rata-rata gas (CO, CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> ) (%)	21,76	21,74	22,07	19,34	21,82	21,35

Simulasi proses gasifikasi dilakukan setelah menghasilkan produk *hydrochar* dari proses HTC di lima kota. Temperatur gasifikasi dibuat 900 °C dengan tekanan 15 bar dan rasio oksigen/*hydrochar* 1,0 yakni 100 kg/hr. Hasil *syngas* disetiap kota rata-rata menghasilkan 88,15% dengan *syngas* tertinggi terdapat di kota Surabaya dengan nilai 89,06% sesuai Tabel 4.12. Karakteristik dari proses gasifikasi adalah menghasilkan *syngas*, *heating value*, dan efisiensi gasifikasi. *Syngas* meningkat pada peningkatan temperatur. *Low heating value* (LHV) merupakan nilai kalor yang diperoleh dari produk *syngas* yang bergantung pada komposisi gas. Perhitungan LHV merupakan penjumlahan gas H<sub>2</sub>, CO, dan CH<sub>4</sub> dengan koefisien tertentu sesuai persamaan (2.20). Efisiensi gasifikasi mengindikasikan nilai efisiensi produksi *syngas* yang dihasilkan dari proses gasifikasi. Hasil simulasi pengolahan sampah kota Gresik dapat memproduksi

*syngas* dengan efisiensi lebih tinggi dibandingkan dengan kota lain yaitu 94,75%, sedangkan pada kota Malang memiliki nilai efisiensi 31,21% yang jauh lebih rendah dari kota lain. Nilai efisiensi rendah karena *feedstock* MSW yang diproses melalui HTC-gasifikasi memiliki kandungan karbon yang kecil dan tingginya kandungan *ash*.

#### 4.4 Energi Gibbs pada Proses *Hydrothermal Carbonization* dan Gasifikasi

Energi gibbs merupakan suatu potensial termodinamika yang dapat digunakan untuk menghitung kerja reversibel maksimum yang dapat dilakukan oleh sistem termodinamika pada suhu dan tekanan konstan (isothermal, isobarik). Energi gibbs bergantung pada entalpi dan entropi pada sistem. Energi Gibbs (disimbolkan dengan G) yang merupakan potensial termodinamika yang diminimalkan saat sistem mencapai kesetimbangan pada tekanan dan temperatur konstan. Pengurangan G (negatif) adalah kondisi yang diperlukan untuk spontanitas proses pada tekanan dan temperatur konstan. Dalam perhitungannya, energi gibbs dipengaruhi oleh energi bebas gibbs (energi yang tersedia/ $\Delta G^\circ$ ) yang merupakan jumlah terbesar dari kerja mekanis diperoleh dari dari suatu zat pada jumlah tertentu. Definisi secara matematis dijelaskan dengan persamaan-persamaan dibawah ini.

Definisi (Cengel, 2019):

$$G_{(P,T)} = U + pV - TS \quad (4.2)$$

Dengan:

$$G_{(P,T)} = H - TS \quad (4.3)$$

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T\Delta S^\circ \quad (4.4)$$

Dimana:

$$\Delta H^\circ = \sum nH^\circ_{f(\text{product})} - \sum mH^\circ_{f(\text{reactant})} \quad (4.5)$$

$$\Delta S^\circ = \sum nS^\circ_{f(\text{product})} - \sum mS^\circ_{f(\text{reactant})} \quad (4.6)$$

Pada suatu reaksi dapat berjalan secara spontan ataupun tidak spontan. Suatu reaksi dapat dikatakan spontan apabila nilai energi bebas gibbs bernilai negatif ( $\Delta G^\circ < 0$ ) dan reaksi tidak spontan apabila energi bebas gibbs bernilai positif ( $\Delta G^\circ > 0$ ). Persamaan keadaan dalam termodinamika seperti kapasitas panas, entalpi dan entropi sebagai fungsi temperatur dapat diselesaikan dengan persamaan polinomial. Koefisien termodinamika untuk setiap senyawa didapat dari data NASA *technical memorandum* 4513.

Persamaan kapasitas panas, entalpi dan entropi dapat dihitung dengan persamaan dibawah ini (Jarungthammachote et al., 2008)

Persamaan kapasitas panas pada temperatur konstan:

$$\frac{C_p(T)}{R} = a_1 + a_2T + a_3T^2 + a_4T^3 + a_5T^4 \quad (4.7)$$

Persamaan *enthalpy*:

$$\frac{H(T)}{RT} = a_1 + a_2 \frac{T}{2} + a_3 \frac{T^2}{3} + a_4 \frac{T^3}{4} + a_5 \frac{T^4}{5} + \frac{b_1}{T} \quad (4.8)$$

Persamaan *entropy*:

$$\frac{S(T)}{R} = a_1 \ln T + a_2T + a_3 \frac{T^2}{2} + a_4 \frac{T^3}{3} + a_5 \frac{T^4}{4} + b_2 \quad (4.9)$$

Keterangan:

a, b, c = koefisien untuk perhitungan termodinamika

Pada proses *hydrothermal carbonization* terjadi reaksi dekarboksilasi dan dehidrasi untuk menghasilkan produk *hydrochar* yang kaya dengan konten karbon. Proses tersebut membutuhkan kerja untuk menghasilkan produk. Potensial kerja dalam proses ini dapat dihitung dengan persamaan energi gibbs. Perhitungan energi gibbs ini meliputi berdasarkan reaksi kimia dekarboksilasi dan dehidrasi pada contoh senyawa glukosa yang terdapat dari sebagian besar sampah kayu. Selain perhitungan secara reaksi kimia, juga energi gibbs didapat dari nilai entropi dan entalpi dari hasil simulasi dari fasa padat, cair dan gas. Data yang digunakan adalah data proses HTC melalui simulasi salah satu sampel sampah kota yang diteliti. Berikut adalah perhitungan energi gibbs pada proses HTC:

Perhitungan energi gibbs pada reaksi Dekarboksilasi (Bhandage, et al., 1989):



$$\Delta G_{(P,T)} = \Delta G^o_{(f,S)} - \int_{298}^T \Delta S_{(f,S)} dT + \int_1^P \Delta V dp + G_{\text{CO}_2(P,T)} \quad (4.10)$$

$$\Delta G = \Delta G^o_{\text{Solid}} - \Delta S^o_{\text{Solid}}(T - 298) + \Delta V(P - 1) + G_{\text{CO}_2} \quad (4.11)$$

Diketahui temperatur operasi HTC sebesar 220 °C/493 K dengan tekanan 23 bar/23 x 10<sup>6</sup> Pa dan volume produk *hydrochar* 19,12 m<sup>3</sup> menggunakan persamaan *mass density*. Dalam penyelesaian persamaan energi bebas gibbs ( $\Delta G^o$ ) terlebih dahulu menghitung entalpi dan entropi dari senyawa reaksi sesuai persamaan (4.7) dan (4.8).

$$\Delta G^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}} = \Delta H^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}} - T\Delta S^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}}$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}} = -93,9 \text{ kJ/kmol} - 493 \text{ K} \cdot 31,7 \text{ kJ/kmol.K} = -1,57 \times 10^4 \text{ kJ}$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3} = \Delta H^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3} - T\Delta S^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3}$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3} = -1,56 \times 10^2 \text{ kJ/kmol} - 493 \text{ K} \cdot -13,8 \text{ kJ/kmol} = 6,98 \times 10^3 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^o_{\text{Solid}} = \Delta G^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}} - \Delta G^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3} = -2,27 \times 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta S^o_{\text{Solid}} = \Delta S^o_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}} - \Delta S^o_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3} = 45,6 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$G_{\text{CO}_2} = H - TS_{\text{CO}_2} = -1,26 \times 10^4 \text{ kJ}$$

Sehingga:

$$\Delta G = -2,27 \times 10^4 \text{ kJ/kmol} \cdot 45,6 \text{ kJ/kmol} (493 - 298)K + 19,12 \text{ m}^3 (2,30 \times 10^6 \text{ Pa} - 1) + (-1,26 \times 10^4 \text{ kJ/kmol})$$

$$\Delta G = 4,20 \times 10^7 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan energi gibbs pada reaksi Dehidrasi (Bhandage, et al., 1989):



$$\Delta G = \Delta G^o_{\text{Solid}} - \Delta S^o_{\text{Solid}}(T - 298) + \Delta V(P - 1) + G_{\text{H}_2\text{O}} \quad (4.12)$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_6\text{H}_2\text{O}} = \Delta H^o_{\text{C}_6\text{H}_2\text{O}} - T\Delta S^o_{\text{C}_6\text{H}_2\text{O}}$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_6\text{H}_2\text{O}} = 341 \text{ kJ/kmol} - 493 \text{ K} \cdot 54,3 \text{ kJ/kmol} = -2,64 \times 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^o_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} = \Delta H^o_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} - T\Delta S^o_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}$$

$$\Delta G^{\circ}_{C_6H_{12}O_6} = -116 \text{ kJ/kmol} - 493 \text{ K} \cdot 116 \text{ kJ/kmol} = -5,72 \times 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{\text{Solid}} = \Delta G^{\circ}_{C_6H_2O} - \Delta G^{\circ}_{C_6H_{12}O_6} = 3,08 \times 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta S^{\circ}_{\text{Solid}} = \Delta S^{\circ}_{C_6H_2O} - \Delta S^{\circ}_{C_6H_{12}O_6} = -61,5 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$G_{H_2O} = H - TS_{H_2O} = -1,14 \times 10^4 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga:

$$\Delta G = 3,08 \times 10^4 \text{ kJ/kmol} - (-61,5 \text{ kJ/kmol}) \cdot (493 - 298) \text{ K} + 19,12 \text{ m}^3 \\ (2,30 \times 10^6 \text{ Pa} - 1) + (-1,14 \times 10^4 \text{ kJ/kmol})$$

$$\Delta G = 4,21 \times 10^7 \text{ kJ/kmol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan energi bebas gibbs dari kedua reaksi tersebut membuktikan bahwa reaksi dehidrasi dan dekarboksilasi terjadi secara tidak spontan.

Perhitungan energi bebas gibbs keseluruhan pada temperatur 220 °C dari hasil simulasi HTC:

**Fasa liquid-solid:**

$$\text{Molar enthalpy} = 45.721,27 \text{ cal/mol} = 191,30 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Molar entropy} = 5,55 \text{ cal/mol K} = 0,023 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^{\circ} = \Delta H^{\circ} - T\Delta S^{\circ}$$

**Fasa Vapor:**

$$\text{Molar enthalpy} = 1.425,31 \text{ cal/mol} = 5,96 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Molar entropy} = -1,33 \text{ cal/mol K} = -5,56 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^{\circ} = \Delta H^{\circ} - T\Delta S^{\circ}$$

$$\Delta G^{\circ} = 5,96 \text{ kJ/mol} - (493 \text{ K} \cdot -5,56 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol K}) = 8,71 \text{ kJ/mol} \\ = 8,71 \times 10^3 \text{ kJ/kmol}$$

Dalam proses HTC, terjadi perubahan fasa dari padat ke cair maupun gas. Dalam perubahan wujud zat dapat dicari panas sensibel dan panas laten dari proses HTC. proses HTC terjadi pada kondisi subkritikal dari 180 – 280 °C. Pada suhu awal 180 °C material sampah dapat berubah fasa menjadi cair (berbentuk *slurry*). Sehingga panas sensibel dan laten proses HTC dapat dihitung dengan persamaan

(4.11). Diketahui kalor pada proses HTC didapat dari hasil simulasi sebesar 163.143 kalor/683,59 kJ dengan kapasitas panas  $C_6H_{12}O_6$  sebagai bahan baku utama (sebagai contoh). Panas sensibel dan laten dapat dicari dengan persamaan:

$$Q_{Total} = (C_p \cdot \Delta T)_1 + (n \cdot L) + (C_p \cdot \Delta T)_2 \quad (4.13)$$

$$Q_{Total} = (31,21 \text{ kJ/K} \cdot (453 - 298)K)_1 + (11,71 \text{ mol} \cdot L) + (31,21 \text{ kJ/K} \cdot (493 - 453)K)_2$$

$$L = \left( \frac{682,59 \text{ kJ}}{11,71 \text{ mol}} \right) = 58,24 \text{ kJ/mol}$$

$$Q_{total} = (4.837,55 \text{ kJ})_1 + (682,59 \text{ kJ}) + (1.248,4 \text{ kJ})_2 = 6.768 \text{ kJ}$$

Energi gibbs pada proses gasifikasi sebagai berikut:

### 1. Combustion

- $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$  -111kJ/mol                      Oksidasi Parsial  
 $\Delta G^o = \Delta H^o - T\Delta S^o$   
 $\Delta G^o = \Delta H^o - T(\sum S_{Produk} - \sum S_{Reaktan})$   
 $\Delta G^o = -111 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (28,8 - 20,8) \text{ kJ/mol K}] = -9,43 \times 10^3 \text{ kJ}$
- $C + O_2 \rightarrow CO_2$  -394 kJ/mol                      Complete Oxidation  
 $\Delta G^o = -394 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (-2,42) \text{ kJ/mol K}] = 2,44 \times 10^3 \text{ kJ}$
- $CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$  -283 kJ/mol                      Complete Oxidation  
 $\Delta G^o = -283 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (-10,4) \text{ kJ/mol K}] = 1,19 \times 10^4 \text{ kJ}$

### 2. Gasification

- $C + CO_2 \rightarrow 2CO$  + 172 kJ/mol                      Reaksi Gas  
 $\Delta G^o = 172 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (18,3) \text{ kJ/mol K}] = -2,13 \times 10^4 \text{ kJ}$
- $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$  + 131 kJ/mol                      Reaksi Gas Air  
 $\Delta G^o = 131 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (-86,2) \text{ kJ/mol K}] = 1,01 \times 10^5 \text{ kJ}$
- $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$  - 41,2 kJ/mol                      Reaksi Pergeseran Gas Air  
 $\Delta G^o = -41,2 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (-105) \text{ kJ/mol K}] = 1,23 \times 10^5 \text{ kJ}$
- $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$  - 74,8 kJ/mol                      Reaksi Hidrogasifikasi  
 $\Delta G^o = -74,8 \text{ kJ} - [1.173 \text{ K} \cdot (186) \text{ kJ/mol K}] = -2,18 \times 10^5 \text{ kJ}$

Perhitungan energi bebas gibbs keseluruhan dari hasil simulasi gasifikasi:

**Fasa Vapor:**

$$\text{Molar enthalpy} = -44.159,34 \text{ cal/mol} = -184,76 \text{ kJ}$$

$$\text{Molar entropy} = 15,01 \text{ cal/mol K} = 0,063 \text{ kJ/mol K}$$

$$\Delta G^{\circ} = \Delta H^{\circ} - T\Delta S^{\circ}$$

$$\Delta G = -184,76 \text{ kJ} - (493 \text{ K} \cdot 0,063 \text{ kJ/mol K}) = -216 \text{ kJ}$$

Berdasarkan hasil simulasi proses gasifikasi, senyawa *syngas* (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>) dihasilkan pada temperatur > 500 °C. Diketahui, hasil senyawa *syngas* pada temperatur 550 °C menghasilkan CO sebesar 0,99 kmol, CO<sub>2</sub> sebesar 27,88 kmol, CH<sub>4</sub> sebesar 3,00 kmol dan H<sub>2</sub> sebesar 2,42 kmol. Sedangkan pada temperatur 900 °C menghasilkan CO sebesar 31,71 kmol, CO<sub>2</sub> sebesar 16,93 kmol, CH<sub>4</sub> sebesar 1,14 kmol dan H<sub>2</sub> sebesar 14,97 kmol. Panas sensible dan laten dari senyawa *syngas* yang dihasilkan pada temperatur 550 °C menggunakan persamaan (4.13) dan (4.14). Kalor jenis dari senyawa *syngas* menggunakan persamaan (4.15).

$$Q = m \cdot L = n \cdot L \tag{4.14}$$

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T = n \cdot c_p \cdot \Delta T \tag{4.15}$$

$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \tag{4.16}$$

Keterangan: koefisien a, b, c dan d diperoleh dari tabel koefisien (Cengel, 2019)

*Panas laten pada proses combustion pada T=900 °C:*

$$Q_{CO} = n_{CO} \cdot L_{CO} = 31,71 \text{ kmol} \cdot 110,53 \text{ kJ/kmol} = 3.504,90 \text{ kJ}$$

$$Q_{CO_2} = n_{CO_2} \cdot L_{CO_2} = 16,93 \text{ kmol} \cdot 230,5 \text{ kJ/kmol} = 3.900,36 \text{ kJ}$$

*Panas sensibel pada proses combustion T<sub>1</sub>=550 °C, T<sub>2</sub>=900 °C:*

$$Q_{CO} = n_{CO} \cdot c_p \cdot \Delta T = 31,71 \text{ kmol} \cdot 29,08 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (350\text{K}) = 322.715,56 \text{ kJ}$$

$$Q_{CO_2} = n_{CO_2} \cdot c_p \cdot \Delta T = 16,93 \text{ kmol} \cdot 37,17 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (350\text{K}) = 220.262,74 \text{ kJ}$$

*Panas laten pada proses gasifikasi pada T=550 °C:*

$$Q_{CO} = n_{CO} \cdot L_{CO} = 0,99 \text{ kmol} \cdot 110,53 \text{ kJ/kmol} = 109,42 \text{ kJ}$$

$$Q_{CO_2} = n_{CO_2} \cdot L_{CO_2} = 27,88 \text{ kmol} \cdot 230,5 \text{ kJ/kmol} = 6.426,34 \text{ kJ}$$

Panas sensibel pada proses gasifikasi  $T_1=25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_2=550\text{ }^\circ\text{C}$ :

$$Q_{CO} = n_{CO} \cdot c_p \cdot \Delta T = 0,99 \text{ kmol} \cdot 29,08 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (525\text{K}) = 15.112,98 \text{ kJ}$$

$$Q_{CO_2} = n_{CO_2} \cdot c_p \cdot \Delta T = 27,88 \text{ kmol} \cdot 37,17 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (525\text{K}) = 584.066,69 \text{ kJ}$$

$$Q_{H_2} = n_{H_2} \cdot c_p \cdot \Delta T = 2,42 \text{ kmol} \cdot 28,87 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (525\text{K}) = 36.681,22 \text{ kJ}$$

$$Q_{CH_4} = n_{CH_4} \cdot c_p \cdot \Delta T = 3,00 \text{ kmol} \cdot 35,69 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \cdot (525\text{K}) = 56.222,90 \text{ kJ}$$

Proses *hydrothermal carbonization* pada material sampah diproses pada temperatur, tekanan dan waktu tertentu. Waktu proses HTC dapat dihitung setelah mengetahui *mass yield hydrochar* yang dihasilkan dari proses simulasi di setiap kota. Waktu proses tersebut dapat dihitung dengan persamaan (4.16) sesuai penelitian (Kambo, 2014) dalam review (Heidari et al., 2018):

$$\text{Mass yield} = 170,5 - (0,44 \cdot T) - (0,3 \cdot t) - (0,51 \cdot R) \quad (4.17)$$

Dimana, *mass yield* merupakan persentase *hydrochar* yang dihasilkan, T adalah temperatur, t adalah waktu proses dan R adalah rasio air/*hydrochar*.

Berdasarkan hasil perhitungan energi gibbs pada proses HTC terjadi secara tidak spontan artinya proses tersebut memerlukan waktu seiring dengan kenaikan temperatur. Sedangkan pada proses gasifikasi terjadi secara spontan dengan waktu reaksi secara singkat (Snider, et al., 2011). Waktu reaksi proses HTC rata-rata berkisar 40 menit tergantung pada massa bahan baku sampah dan *hydrochar* yang dihasilkan.

**Tabel 4. 13** Properti termodinamika pada proses HTC-Gasifikasi disetiap kota

	Variable	Entropy (kJ/mol K)	Enthalpy (kJ/mol)	Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	Gibbs Energy (kJ/kmol)	Time (Min)
PAMEKASAN	<i>HTC</i>					32,67
	Liquid-Solid Phase	0,02	191,30	1.506,76	179.852,85	
	Vapor Phase	-0,01	5,96	6,61	8.714,20	
	<i>Gasification</i>					-
	Vapor Phase	62,79	-184.762,69	4,35	-215.717,20	
GRESIK	<i>HTC</i>					31,74
	Liquid-Solid Phase	0,02	191,30	1.506,76	179.852,89	
	Vapor Phase	-0,01	5,96	6,57	8.701,53	
	<i>Gasification</i>					-
	Vapor Phase	63,02	-183.755,41	4,34	-214.825,03	
SURABAYA	<i>HTC</i>					27,64
	Liquid-Solid Phase	0,02	191,30	1.506,76	179.852,78	
	Vapor Phase	-0,01	5,81	6,63	8.663,30	
	<i>Gasification</i>					-
	Vapor Phase	64,04	-179.416,12	4,30	-210.985,44	
NGANJUK	<i>HTC</i>					32,94
	Liquid-Solid Phase	0,02	191,30	1.506,76	179.852,88	
	Vapor Phase	-0,01	5,97	6,58	8.716,13	
	<i>Gasification</i>					-
	Vapor Phase	62,72	-185.053,67	4,35	-215.973,28	
MALANG	<i>HTC</i>					71,40
	Liquid-Solid Phase	0,02	191,30	1.506,76	179.852,45	
	Vapor Phase	-0,01	5,84	7,19	8.598,22	
	<i>Gasification</i>					-
	Vapor Phase	49,72	-235.646,73	4,80	-260.157,64	

#### 4.5 Kesetimbangan Massa dan Energi Proses HTC-Gasifikasi pada Lima Sampel MSW

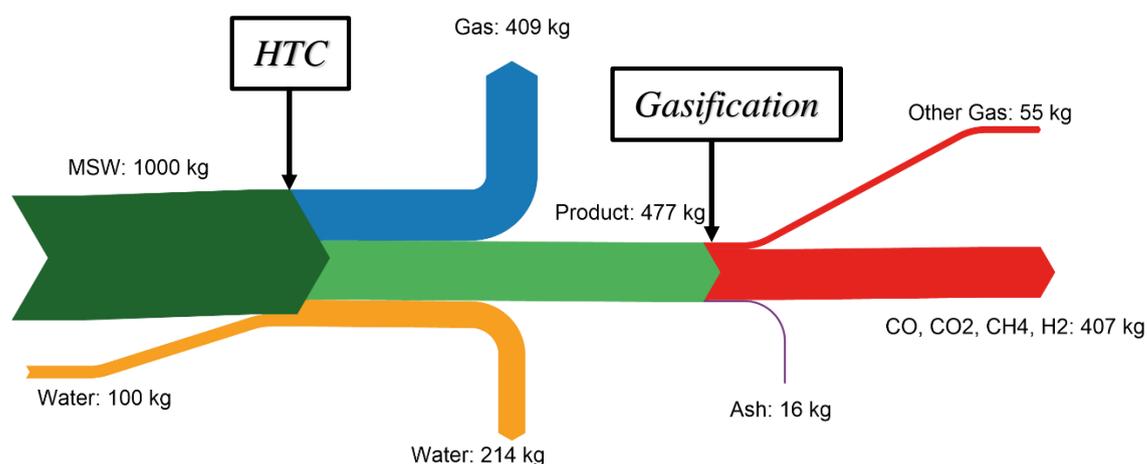
Dari hasil simulasi proses HTC dan gasifikasi, kesetimbangan massa direpresentasikan dalam Gambar 4. 25. Kesetimbangan massa dapat dijadikan ukuran massa yang dihasilkan dari keseluruhan proses dengan memperhatikan massa produk yang digunakan dan *losses*. Kesetimbangan massa pada proses HTC untuk melihat seberapa besar persentase produk *hydrochar* yang dihasilkan, sedangkan pada proses gasifikasi untuk mengetahui massa produk *syngas* yang selanjutnya dapat dijadikan ukuran pembangkitan energi listrik. Ditinjau dari

produk *hydrochar*, semakin sedikit hasil yang diperoleh maka upaya penanggulangan massa sampah di setiap kota terealisasi dan dilihat dari sudut pandang ilmiah, tingginya temperatur dapat meninggikan kandungan karbon dan *heating value hydrochar* yang cenderung menurunkan *mass yield* karena sebagian *feedstock* keluar menjadi gas. Berbanding dengan semakin besarnya *mass yield hydrochar* dapat menaikkan *gas yield syngas* sehingga kondisi ini dapat menguntungkan pada proses generasi energi listrik.

Kesetimbangan massa keseluruhan dari proses HTC dan gasifikasi di setiap sampel MSW di lima kota *ditunjukkan pada* Gambar 4. 25. Dari massa sampel MSW yang dimasukkan 1.000 kg dengan uap H<sub>2</sub>O 100 kg rata-rata menghasilkan produk *hydrochar* 477 kg solid, gas 409 kg, dan air 214 kg. Pada proses gasifikasi, *syngas* dihasilkan 407 kg pada senyawa CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> dan H<sub>2</sub>. Proses HTC dapat menghasilkan produk *hydrochar* (bentuk padat) 47,7% dari massa *feedstock*. Temperatur proses HTC 220 °C yang dioperasikan pada tekanan saturasi, massa *hydrochar* bervariasi di setiap kota dikarenakan proses dekarboksilasi dan dehidrasi terjadi dalam reaktor dengan perbedaan *moisture content* setiap *feedstock*. Pada kondisi subkritis dengan temperatur relatif tinggi ini, dapat menjadikan kandungan air dalam *feedstock* dan berasal dari steam mengalami penguapan. Menurut (McGaughy & Toufiq Reza, 2018) reaksi dehidrasi lebih dominan dibandingkan dengan reaksi hidrolisis, seperti senyawa karbohidrat, hemiselulosa, selulosa dan lignin. Apabila *hydrochar* dikeluarkan pada kondisi reaktor hingga temperatur lingkungan, nyaris produk gas tidak terproduksi, ini dikarenakan terjadi kondensasi H<sub>2</sub>O yang menyatu dengan *hydrochar*. Berdasarkan hasil simulasi, rata-rata *syngas* yang dihasilkan di setiap kota sebesar 85,32%. Nilai tersebut mengindikasikan produksi bahan bakar gas lebih dominan dari senyawa gas yang lain, sehingga konversi *syngas* menjadi energi listrik layak untuk di aplikasikan.

**Tabel 4. 14** Kesetimbangan massa dari proses HTC dan gasifikasi

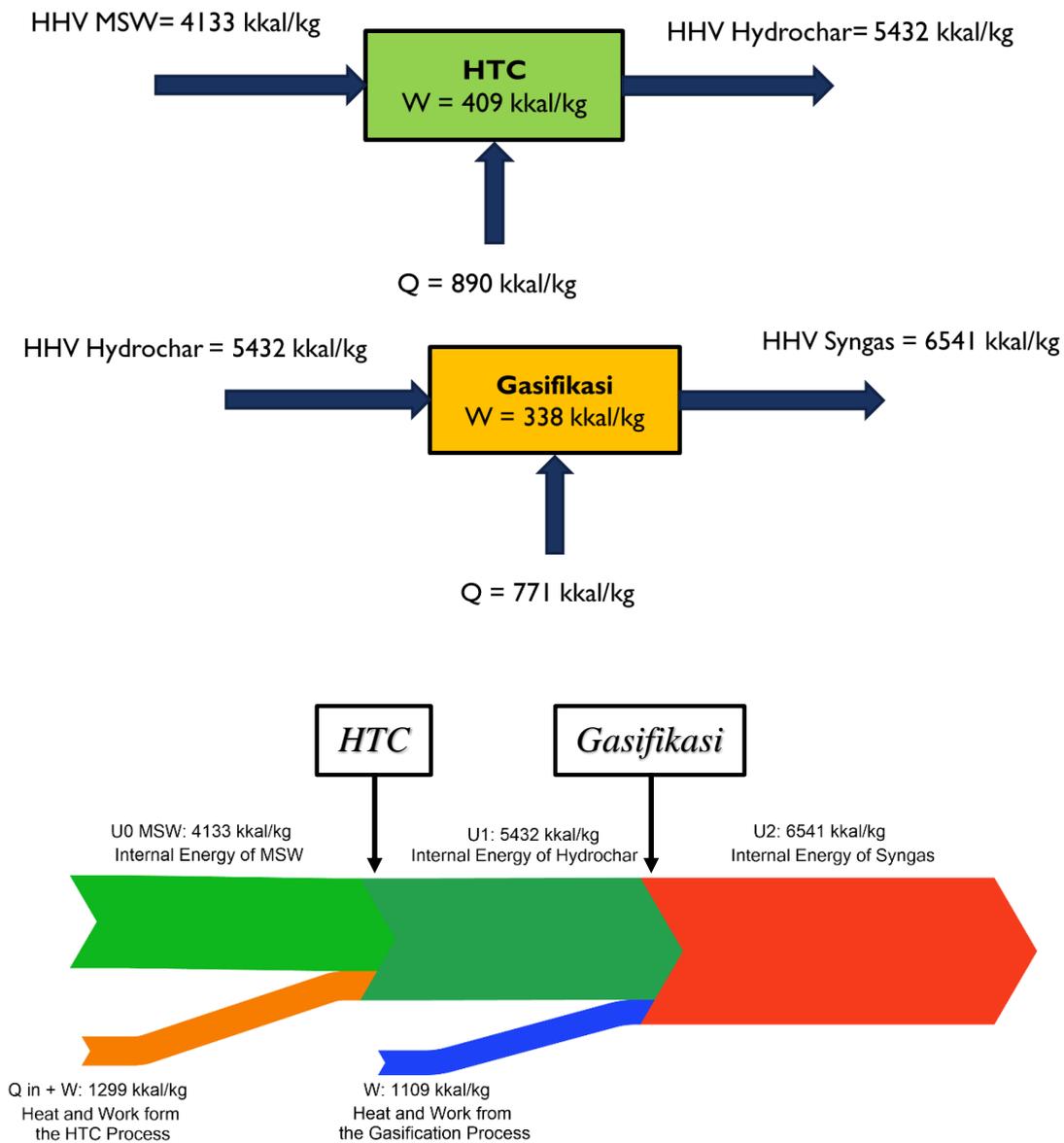
Variable	City					Mean (kg)	Percent (%)
	Pamekasan (kg)	Nganjuk (kg)	Surabaya (kg)	Malang (kg)	Gresik (kg)		
<i>Input MSW and steam</i>	1.100	1.100	1.100	1.100	1.100	1.100	-
<u>HTC Product</u>							
Gas	440	422	382	418	382	409	40,91
Liquid	211	216	235	178	230	214	21,38
Product	449	462	483	504	488	477	47,71
<u>Gasification Product</u>							
Ash	8	9	4	49	8	16	3,35
Other Gas	50	52	53	65	54	55	11,53
CO, CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub>	391	402	427	390	426	407	85,32



**Gambar 4. 25** Kesetimbangan massa dari proses HTC dan gasifikasi

**Tabel 4. 15** Kesetimbangan energi dari proses HTC dan gasifikasi

Variable	City					Mean
	Pamekasan	Nganjuk	Surabaya	Malang	Gresik	
<i>HTC</i>						
Q in (kkal/kg)	1.308	1.107	680	769	653	903
U <sub>0</sub> (kkal/kg)	4.115	4.189	4.513	3.417	4.431	4.133
U <sub>1</sub> (kkal/kg)	5.607	5.600	5.737	4.585	5.631	5.432
W <sub>Reaction</sub> (kkal/kg)	184	304	544	399	547	396
<i>Gasification</i>						
Q out (kkal/kg)	739	739	740	724	739	736
U <sub>1</sub> (kkal/kg)	5.607	5.600	5.737	4.585	5.631	5.432
U <sub>2</sub> (kkal/kg)	7.374	7.375	7.362	7.491	7.372	7.395
W <sub>Reaction</sub> (kkal/kg)	1.028	1.037	885	2.182	1.002	1.227



**Gambar 4. 26** Kestimbangan energi dari proses HTC dan gasifikasi

Kesetimbangan energi pada proses HTC dan gasifikasi pada lima kota di Jawa Timur ditunjukkan dalam *sankey diagram* sesuai Gambar 4. 26. Kestimbangan energi mengacu pada persamaan Hukum Thermodynamika I. Rata-rata *heating value* dari bahan baku sampah sebesar 4.133 kkal/kg dapat menghasilkan produk *hydrochar* dengan *heating value* 5.432 kkal/kg dari proses HTC. panas yang diperoleh dari *steam* 890 kkal/kg dan kerja dalam reaksi HTC sebesar 409 kkal/kg. Selanjutnya, pada proses gasifikasi dapat menghasilkan

*heating value syngas* (H<sub>2</sub>, CO, dan CH<sub>4</sub>) rata-rata sebesar 6.541 kkal/kg. Panas yang diperlukan sebesar 771 kkal/kg dengan kerja pada reaksi gasifikasi sebesar 338 kkal/kg. Artinya, Proses HTC dan gasifikasi dapat meningkatkan kandungan kalor pada produk (*hydrochar* maupun *syngas*).

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IV KESIMPULAN**

Berdasarkan dari hasil penelitian maka dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut:

1. Pada simulasi proses HTC, kandungan karbon yang dihasilkan rata-rata sebesar 23% dari kandungan karbon dari bahan baku sampah. Rata-rata penurunan oksigen sebesar 22% dapat menaikkan *heating value hydrochar*. Massa *hydrochar* yang dihasilkan sekitar 70% dari massa bahan baku sampah. Pada kota Malang menghasilkan *mass yield hydrochar* lebih tinggi dari kota lain, karena kandungan *ash* pada *hydrochar* juga besar. Rata-rata *energi yield* pada proses HTC di lima kota sebesar 84,39%. *Energy yield* tertinggi terdapat pada *hydrochar* kota Surabaya dengan efisiensi energi sebesar 89,47%. Nilai ini dapat mengindikasikan potensial pembangkitan energi dengan bahan bakar padat.
2. Simulasi proses gasifikasi kota Gresik dan Surabaya dapat memproduksi *syngas* lebih tinggi dibandingkan kota lain. *Syngas* yang dihasilkan kota Gresik sebesar 88,74% dengan efisiensi gasifikasi 94,75%. Sedangkan, kota Malang menghasilkan *syngas* 85,66% dengan efisiensi gasifikasi 31,21% yang lebih rendah dari kota lain. Rendahnya nilai efisiensi karena berasal dari *feedstock* MSW yang diproses melalui HTC-gasifikasi dengan kandungan karbon yang kecil dan tingginya konten *ash*.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- Andrianopoulos, E., Korre, A., & Durucan, S. (2015). "Chemical Process Modelling of Underground Coal Gasification and Evaluation of Produced Gas Quality for End Use". *Energy Procedia*, **76**, 444–453. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.07.870>
- Basu, P. (2008). "Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction". Springer-Verlag New York, Inc. 1st edition. 9-55
- Basu, P. (2010). "Biomass Characteristics. In Biomass Gasification Design Handbook". Elsevier Inc. First Edition. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-374988-8.00002-7>
- Bhandage, G. T., Tareen, J. A. K., & Basavalingu, B. (1989). "Gibbs free energy and enthalpy of formation of MOOH ( $M \equiv Sc, Cr, Y$ ) phases from hydrothermal studies of  $M_2O_3-H_2O$  systems". *Journal of The Less-Common Metals*. **154**. 355 - 360. [https://doi.org/10.1016/0022-5088\(89\)90219-1](https://doi.org/10.1016/0022-5088(89)90219-1)
- Boumanchar, I., Chhiti, Y., M'hamdi Alaoui, F. E., El Ouinani, A., Sahibed-Dine, A., Bentiss, F., ... Bensitel, M. (2017). "Effect of materials mixture on the higher heating value: Case of biomass, biochar and municipal solid waste". *Waste Management*, **61**, 78–86. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.11.012>
- Cao, X., Ro, K. S., Libra, J. A., Kammann, C. I., Lima, I., Berge, N., ... Mao, J. (2013). "Effects of biomass types and carbonization conditions on the chemical characteristics of hydrochars". *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, **61(39)**, 9401–9411. <https://doi.org/10.1021/jf402345k>
- Cengel, Y. A. (2019). *Thermodynamics (Approach,)*. McGraw-Hill Education, 2 Penn Plaza, New York, NY 10121. Ninth Edition
- Dong, M., Mao, X., Gonzalez, J. J., Lu, J., & Russo, R. E. (2012). "Time-resolved LIBS of atomic and molecular carbon from coal in air, argon and helium". *Journal of Analytical Atomic Spectrometry*, **27(12)**, 2066–2075. <https://doi.org/10.1039/c2ja30222e>
- Effat, H. A., & Hegazy, M. N. (2012). "Mapping potential landfill sites for North Sinai cities using spatial multicriteria evaluation". *Egyptian Journal of*

- Remote Sensing and Space Science. **15**, 125–133.  
<https://doi.org/10.1016/j.ejrs.2012.09.002>
- Funke, A., Reeb, F., & Kruse, A. (2013). "Experimental comparison of hydrothermal and vapothermal carbonization". Fuel Processing Technology. **115**. 261–269 Contents. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2013.04.020>
- Furusawa, Y., Taguchi, H., Ismail, S. N., Thangavel, S., Matsuoka, K., & Fushimi, C. (2019). "Estimation of cold gas efficiency and reactor size of low-temperature gasifier for advanced-integrated coal gasification combined cycle systems". Fuel Processing Technology, **193(January)**, 304–316. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2019.05.023>
- Gai, C., Chen, M., Liu, T., Peng, N., & Liu, Z. (2016). "Gasification characteristics of hydrochar and pyrochar derived from sewage sludge". Energy, **113**, 957–965. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.07.129>
- Gai, C., Guo, Y., Liu, T., Peng, N., & Liu, Z. (2016). "Hydrogen-rich gas production by steam gasification of hydrochar derived from sewage sludge". International Journal of Hydrogen Energy, **41(5)**, 3363–3372. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.12.188>
- Heidari, M., Dutta, A., Acharya, B., & Mahmud, S. (2018). "A review of the current knowledge and challenges of hydrothermal carbonization for biomass conversion". Journal of the Energy Institute, **(December)**, 1–21. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2018.12.003>
- Hoekman, S. K., Broch, A., Robbins, C., Zielinska, B., & Felix, L. (2013). "Hydrothermal carbonization (HTC) of selected woody and herbaceous biomass feedstocks". Biomass Conversion and Biorefinery, **3(2)**, 113–126. <https://doi.org/10.1007/s13399-012-0066-y>
- Jarunthammachote, S., & Dutta, A. (2008). "Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers". Energy Conversion and Management, **49(6)**, 1345–1356. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.01.006>
- Jensen, C. U., Rodriguez Guerrero, J. K., Karatzos, S., Olofsson, G., & Iversen, S. B. (2017). "Fundamentals of Hydrofaction <sup>TM</sup>: Renewable crude oil from woody biomass". Biomass Conversion and Biorefinery, **7(4)**, 495–509.

<https://doi.org/10.1007/s13399-017-0248-8>

- Jibillah. (2019). "*Analisis pengaruh variasi kadar air bahan baku, suhu, dan tekanan proses terhadap karakteristik hydrochar pada proses hydrothermal carbonization*". Departemen Teknik Fisika. Institut Teknologi Sepuluh Nopember. 1–7.
- Jumma. (2019). "*Chemical Process Design and Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications*". John Wiley & Sons, Inc. Inc., 111 River Street, Hoboken, NJ 07030, USA. *First Edition*
- Kalinichev, A. G., & Bass, J. D. (1994). "*Hydrogen bonding in supercritical water: a Monte Carlo simulation*". *Chemical Physics Letters*, **231(2–3)**, 301–307. [https://doi.org/10.1016/0009-2614\(94\)01245-8](https://doi.org/10.1016/0009-2614(94)01245-8)
- Kamble, A. D., Saxena, V. K., Chavan, P. D., & Mendhe, V. A. (2019). "*Co-gasification of coal and biomass an emerging clean energy technology: Status and prospects of development in Indian context*". *International Journal of Mining Science and Technology*, **29(2)**, 171–186. <https://doi.org/10.1016/j.ijmst.2018.03.011>
- Khan, T. A., Saud, A. S., Jamari, S. S., Rahim, M. H. A., Park, J.-W., & Kim, H.-J. (2019). "*Hydrothermal carbonization of lignocellulosic biomass for carbon rich material preparation: A review*". *Biomass and Bioenergy*. **130**. 105384. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105384>
- Khandelwal, H., Dhar, H., Thalla, A. K., & Kumar, S. (2019). "*Application of life cycle assessment in municipal solid waste management: A worldwide critical review*". *Journal of Cleaner Production*, **209**, 630–654. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.10.233>
- Kim, D., Park, K. Y., & Yoshikawa, K. (2017). "*Conversion of Municipal Solid Wastes into Biochar through Hydrothermal Carbonization*". *Engineering Applications of Biochar*. <https://doi.org/10.5772/intechopen.68221>
- Krysanova, K., Krylova, A., & Zaichenko, V. (2019). "*Properties of biochar obtained by hydrothermal carbonization and torrefaction of peat*". *Fuel*, **256(August)**, 115929. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.115929>
- Lin, Y., Ma, X., Peng, X., & Yu, Z. (2017). "*Hydrothermal carbonization of typical components of municipal solid waste for deriving hydrochars and their*

- combustion behavior*". *Bioresource Technology*. **243**. 539–547  
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.06.117>
- Lu, L., Namioka, T., & Yoshikawa, K. (2011). *"Effects of hydrothermal treatment on characteristics and combustion behaviors of municipal solid wastes"*. *Applied Energy*, **88(11)**, 3659–3664.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.04.022>
- Lucian, M., Volpe, M., Gao, L., Piro, G., Goldfarb, J. L., & Fiori, L. (2018). *"Impact of hydrothermal carbonization conditions on the formation of hydrochars and secondary chars from the organic fraction of municipal solid waste"*. *Fuel*. **233**. 257–268. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.06.060>
- Mäkelä, M., & Yoshikawa, K. (2016). *"Simulating hydrothermal treatment of sludge within a pulp and paper mill"*. *Applied Energy*, **173**, 177–183.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.04.017>
- Mayer, F., Bhandari, R., & Gäth, S. (2019). *"Critical review on life cycle assessment of conventional and innovative waste-to-energy technologies"*. *Science of the Total Environment*, **672**, 708–721.  
<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.03.449>
- McGaughy, K., & Toufiq Reza, M. (2018). *"Hydrothermal carbonization of food waste: simplified process simulation model based on experimental results"*. *Biomass Conversion and Biorefinery*, **8(2)**, 283–292.  
<https://doi.org/10.1007/s13399-017-0276-4>
- Medick, J., Teichmann, I., & Kemfert, C. (2018). *"Hydrothermal carbonization (HTC) of green waste: Mitigation potentials, costs, and policy implications of HTC coal in the metropolitan region of Berlin, Germany"*. *Energy Policy*, **123(July)**, 503–513. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2018.08.033>
- Müller-Lindenlauf, M. (2019). *"Energie aus Biomasse"*. In *Menschenrechte weltweit – Schöpfung bewahren!*. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. First Edition. <https://doi.org/10.2307/j.ctvdf0b94.6>
- Naderi, M., & Vesali-naseh, M. (2019). *"Hydrochar-derived fuels from waste walnut shell through hydrothermal carbonization : characterization and effect of processing parameters"*. *Biomass Conversion and Biorefinery*. 12 Oktober 2019. <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00513-2>

- Násner, A. M. L., Lora, E. E. S., Palacio, J. C. E., Rocha, M. H., Restrepo, J. C., Venturini, O. J., & Ratner, A. (2017). "*Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plus<sup>TM</sup> modelling: Thermodynamic and economic viability*". *Waste Management*, **69**, 187–201. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.006>
- Niu, M., Huang, Y., Jin, B., & Wang, X. (2013). "*Simulation of syngas production from municipal solid waste gasification in a bubbling fluidized bed using aspen plus*". *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **52(42)**, 14768–14775. <https://doi.org/10.1021/ie400026b>
- Rada, E. C. (2017). "*Thermochemical Waste Treatment: Combustion, Gasification, and other Methodologies*". Apple Academic Press, Inc. Canada. First Edition.
- Savage, P. E. (1999). "*Organic Chemical Reactions in Supercritical Water*". *Chemical Reviews*, **99(2–3)**, 603–621. <https://doi.org/10.1021/cr9700989>
- Shehzad, A., Bashir, M. J. K., & Sethupathi, S. (2016). "*System analysis for synthesis gas (syngas) production in Pakistan from municipal solid waste gasification using a circulating fluidized bed gasifier*". *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **60**, 1302–1311. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.03.042>
- Siskin, M., & Katritzky, A. R. (1991). "*Reactivity of organic compounds in hot water: Geochemical and technological implications*". *Science*, **254(5029)**, 231–237. <https://doi.org/10.1126/science.254.5029.231>
- Snider, D. M., Clark, S. M., & O'Rourke, P. J. (2011). "*Eulerian-Lagrangian method for three-dimensional thermal reacting flow with application to coal gasifiers*". *Chemical Engineering Science*, **66(6)**, 1285–1295. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.12.042>
- Steurer, E., & Ardisson, G. (2015). "*Hydrothermal Carbonization and Gasification Technology for Electricity Production Using Biomass*". *Energy Procedia*, **79**, 47–54. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.11.473>
- Sun, Y., Gao, B., Yao, Y., Fang, J., Zhang, M., Zhou, Y., ... Yang, L. (2014). "*Effects of feedstock type, production method, and pyrolysis temperature on biochar and hydrochar properties*". *Chemical Engineering Journal*, **240**, 574–578. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.10.081>

- Kambo, H.S. (2014). *"Energy Densification of Lignocellulosic Biomass via Hydrothermal Carbonization and Torrefaction"* Environmental Engineering. The University of Guelph.
- Tumuluru, J. S. (2018). *"Biomass Preprocessing and Pretreatments for Production of Biofuels"*. Taylor & Francis Group, LLC. London New York . First Edition. <https://doi.org/10.1201/9781315153735>
- Vassilev, S. V., Vassileva, C. G., Song, Y. C., Li, W. Y., & Feng, J. (2017). *"Ash contents and ash-forming elements of biomass and their significance for solid biofuel combustion"*. *Fuel*, **208**, 377–409. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.07.036>
- Vassilev, S. V., Vassileva, C. G., & Vassilev, V. S. (2015). *"Advantages and disadvantages of composition and properties of biomass in comparison with coal: An overview"*. *Fuel*, **158**, 330–350. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.05.050>
- Yin, R., Liu, R., Wu, J., Wu, X., Sun, C., & Wu, C. (2012). *"Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system"*. *Bioresource Technology*, **119**, 15–21. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.085>
- Zhang, X., Zhang, L., & Li, A. (2017). *"Hydrothermal co-carbonization of sewage sludge and pinewood sawdust for nutrient-rich hydrochar production: Synergistic effects and products characterization"*. *Journal of Environmental Management*, **201**, 52–62. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.06.018>
- Zhao, P., Shen, Y., Ge, S., Chen, Z., & Yoshikawa, K. (2014). *"Clean solid biofuel production from high moisture content waste biomass employing hydrothermal treatment"*. *Applied Energy*. **131**. 345–367. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.06.038>
- Zheng, X., Chen, W., Ying, Z., Huang, J., Ji, S., & Wang, B. (2019). *"Thermodynamic investigation on gasification performance of sewage sludge-derived hydrochar: Effect of hydrothermal carbonization"*. *International Journal of Hydrogen Energy*, **44(21)**, 10374–10383. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.200>
- Zhu, G., Yang, L., Gao, Y., Xu, J., Chen, H., Zhu, Y., ... Zhu, C. (2019).

*"Characterization and pelletization of cotton stalk hydrochar from HTC and combustion kinetics of hydrochar pellets by TGA". Fuel, 244(January), 479–491. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.02.039>*

Zornoza, R., Moreno-Barriga, F., Acosta, J. A., Muñoz, M. A., & Faz, A. (2016). *"Stability, nutrient availability and hydrophobicity of biochars derived from manure, crop residues, and municipal solid waste for their use as soil amendments". Chemosphere, 144, 122–130. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2015.08.046>*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

LAMPIRAN 1  
HASIL UJI ULTIMATE DAN PROXIMATE SAMPAH TIAP KOTA

No	Kab/Kota	Kode Hasil Uji
1	Nganjuk	A
2	Pamekasan	B
3	Surabaya	C
4	Gresik	D
5	Malang	E



Lampiran 1-A

Certificate No. 10605/EOBOAM  
Date: August 9, 2019



Issuing Office:  
Jl. Jend. A. Yani. No. 315 Surabaya 60234, Indonesia  
Phone/Facs: +62 31 8470547/8470563  
Email: labsurabaya@sucofindo.co.id

**REPORT OF ANALYSIS**

CLIENT : **MOKH. FAHMI IZDIHARRUDIN**  
Jl. Gubernur Suryo 05 RT.03 RW.01  
Desa Kauman, Nganjuk

**THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/ WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :**

TYPE OF SAMPLE : **WASTE**  
DATE OF RECEIVED : July 26, 2019  
DATE OF ANALYSIS : July 07 up to August 09, 2019  
TEST REQUIRED : Proximate & Analysis  
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Waste  
Weight / Volume : ± 1.5 Kg  
Packing : Unsealed plastic bag

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT) : **A**

**We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :**

Parameters	Unit	AR (As Received )	DB (Dry Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	9.71	-	ASTM D 2961 – 17
• Ash Content	% wt	2.86	3.17	ASTM D 3174 – 12
• Volatile Matter	% wt	69.37	76.83	ASTM D 3175 – 18
• Fixed Carbon	% wt	18.06	20.00	ASTM D 3172 – 13
• Total Sulfur	% wt	0.09	0.10	ASTM D 4239 – 18
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4189	4640	ASTM D 5865 – 13

Ultimate Analysis	Unit	AR	DB	Test Method
• Carbon	% wt	43.20	47.85	ASTM D 5373 – 16
• Hydrogen	% wt	5.07	5.61	ASTM D 5373 – 16
• Nitrogen	% wt	0.51	0.56	ASTM D 5373 – 16
• Oxygen	% wt	38.56	42.71	ASTM D 3176 – 15

This Certificate/report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at [www.sucofindo.co.id](http://www.sucofindo.co.id)

Dept. of Commercial 3 - Coal and Minerals



7103051901721.01



## Lampiran I-B

Certificate No. 10607/EOBOAM  
Date: August 9, 2019



**SUCOFINDO**

Issuing Office:  
Jl. Jend. A. Yani. No. 315 Surabaya 60234, Indonesia  
Phone/Facs: +62 31 8470547/8470563  
Email: labsurabaya@sucofindo.co.id

## REPORT OF ANALYSIS

CLIENT : **MOKH. FAHMI IZDIHARRUDIN**  
Jl. Gubernur Suryo 05 RT.03 RW.01  
Desa Kauman, Nganjuk

**THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/ WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :**

TYPE OF SAMPLE : **WASTE**  
DATE OF RECEIVED : July 26, 2019  
DATE OF ANALYSIS : July 07 up to August 09, 2019  
TEST REQUIRED : Proximate & Analysis  
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Waste  
Weight / Volume : ± 1.5 Kg  
Packing : Unsealed plastic bag

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT) : **B**

**We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :**

Parameters	Unit	AR (As Received )	DB (Dry Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	11.52	-	ASTM D 2961 – 17
• Ash Content	% wt	2.71	3.06	ASTM D 3174 – 12
• Volatile Matter	% wt	68.22	77.10	ASTM D 3175 – 18
• Fixed Carbon	% wt	17.55	19.84	ASTM D 3172 – 13
• Total Sulfur	% wt	0.09	0.10	ASTM D 4239 – 18
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4115	4651	ASTM D 5865 – 13

Ultimate Analysis	Unit	AR	DB	Test Method
• Carbon	% wt	42.12	47.61	ASTM D 5373 – 16
• Hydrogen	% wt	4.97	5.61	ASTM D 5373 – 16
• Nitrogen	% wt	0.45	0.51	ASTM D 5373 – 16
• Oxygen	% wt	38.14	43.11	ASTM D 3176 – 15

This Certificate/report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at [www.sucofindo.co.id](http://www.sucofindo.co.id)

Dept. of Commercial 3 - Coal and Minerals



Esa Bagas Priyambodo

7103051901721.02



## Lampiran 1-C

{Nomor Sertifikat}  
Date: August 09, 2019

Issuing Office:  
Jl. Jend. A. Yani. No. 315 Surabaya 60234, Indonesia  
Phone/Facs: +62 31 8470547/8470563  
Email: labsurabaya@sucofindo.co.id

## REPORT OF ANALYSIS

CLIENT : **MOKH. FAHMI IZDIHARRUDIN**  
Jl. Gubernur Suryo 05 RT.03 RW.01  
Desa Kauman, Nganjuk

**THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/ WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :**

TYPE OF SAMPLE : **WASTE**  
DATE OF RECEIVED : July 26, 2019  
DATE OF ANALYSIS : July 07 up to August 09, 2019  
TEST REQUIRED : Proximate & Analysis  
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Waste  
Weight / Volume : ± 1.5 Kg  
Packing : Unsealed plastic bag

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT) : **C**

**We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :**

Parameters	Unit	AR (As Received )	DB (Dry Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	5.61	-	ASTM D 2961 – 17
• Ash Content	% wt	1.40	1.48	ASTM D 3174 – 12
• Volatile Matter	% wt	76.00	80.52	ASTM D 3175 – 18
• Fixed Carbon	% wt	16.99	18.00	ASTM D 3172 – 13
• Total Sulfur	% wt	0.02	0.02	ASTM D 4239 – 18
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4513	4781	ASTM D 5865 – 13

Ultimate Analysis	Unit	AR	DB	Test Method
• Carbon	% wt	46.91	49.70	ASTM D 5373 – 16
• Hydrogen	% wt	5.21	5.52	ASTM D 5373 – 16
• Nitrogen	% wt	0.14	0.15	ASTM D 5373 – 16
• Oxygen	% wt	40.71	43.13	ASTM D 3176 – 15

This Certificate/report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at [www.sucofindo.co.id](http://www.sucofindo.co.id)

**Dept. of Commercial 3 - Coal and Minerals**

7103051901721.03

**Esa Bagas P.**

SBY201500001883

{Nomor Sertifikat}  
Date: August 09, 2019

Issuing Office:  
Jl. Jend. A. Yani. No. 315 Surabaya 60234, Indonesia  
Phone/Facs: +62 31 8470547/8470563  
Email: labsurabaya@sucofindo.co.id

## REPORT OF ANALYSIS

CLIENT : **MOKH. FAHMI IZDIHARRUDIN**  
Jl. Gubernur Suryo 05 RT.03 RW.01  
Desa Kauman, Nganjuk

**THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/ WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :**

TYPE OF SAMPLE : **WASTE**  
DATE OF RECEIVED : July 26, 2019  
DATE OF ANALYSIS : July 07 up to August 09, 2019  
TEST REQUIRED : Proximate & Analysis  
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Waste  
Weight / Volume :  $\pm$  1.5 Kg  
Packing : Unsealed plastic bag

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT) : **D**

**We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :**

Parameters	Unit	AR (As Received )	DB (Dry Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	5.19	-	ASTM D 2961 – 17
• Ash Content	% wt	2.66	2.81	ASTM D 3174 – 12
• Volatile Matter	% wt	73.66	77.69	ASTM D 3175 – 18
• Fixed Carbon	% wt	18.53	19.50	ASTM D 3172 – 13
• Total Sulfur	% wt	0.08	0.08	ASTM D 4239 – 18
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	4431	4674	ASTM D 5865 – 13

Ultimate Analysis	Unit	AR	DB	Test Method
• Carbon	% wt	46.02	48.54	ASTM D 5373 – 16
• Hydrogen	% wt	5.27	5.56	ASTM D 5373 – 16
• Nitrogen	% wt	0.48	0.51	ASTM D 5373 – 16
• Oxygen	% wt	40.30	42.50	ASTM D 3176 – 15

This Certificate/report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at [www.sucofindo.co.id](http://www.sucofindo.co.id)

**Dept. of Commercial 3 - Coal and Minerals**

7103051901721.04

**Esa Bagas P.**

SBY201500001883

{Nomor Sertifikat}  
Date: August 09, 2019

Lampiran 1-E.

Issuing Office:  
Jl. Jend. A. Yani. No. 315 Surabaya 60234, Indonesia  
Phone/Facs: +62 31 8470547/8470563  
Email: labsurabaya@sucofindo.co.id

## REPORT OF ANALYSIS

CLIENT : **MOKH. FAHMI IZDIHARRUDIN**  
Jl. Gubernur Suryo 05 RT.03 RW.01  
Desa Kauman, Nganjuk

**THE FOLLOWING SAMPLE (S) WAS/ WERE SUBMITTED AND IDENTIFIED BY CLIENT AS :**

TYPE OF SAMPLE : **WASTE**  
DATE OF RECEIVED : July 26, 2019  
DATE OF ANALYSIS : July 07 up to August 09, 2019  
TEST REQUIRED : Proximate & Analysis  
DESCRIPTION OF SAMPLE : Form : Waste  
Weight / Volume : ± 1.5 Kg  
Packing : Unsealed plastic bag

SAMPLE IDENTIFICATION (STATED BY CLIENT) : **E**

**We have tested the sample (s) submitted and the following results were obtained :**

Parameters	Unit	AR (As Received )	DB (Dry Basis)	Test Method
• Total Moisture	% wt	5.49	-	ASTM D 2961 – 17
• Ash Content	% wt	14.74	15.60	ASTM D 3174 – 12
• Volatile Matter	% wt	71.18	75.31	ASTM D 3175 – 18
• Fixed Carbon	% wt	8.59	9.09	ASTM D 3172 – 13
• Total Sulfur	% wt	0.03	0.03	ASTM D 4239 – 18
• Gross Calorific Value	Kcal/Kg	3417	3615	ASTM D 5865 – 13

Ultimate Analysis	Unit	AR	DB	Test Method
• Carbon	% wt	35.61	37.68	ASTM D 5373 – 16
• Hydrogen	% wt	4.41	4.67	ASTM D 5373 – 16
• Nitrogen	% wt	0.11	0.12	ASTM D 5373 – 16
• Oxygen	% wt	39.61	41.90	ASTM D 3176 – 15

This Certificate/report is issued under our General Terms and Conditions, copy of which is available upon request or may be accessed at [www.sucofindo.co.id](http://www.sucofindo.co.id)

**Dept. of Commercial 3 - Coal and Minerals**

7103051901721.05

**Esa Bagas P.**

SBY201500001883

LAMPIRAN 2-A.  
HASIL PROSES HTC TIAP KOTA

MALANG					
	Units	GAS	PRODUCT		
Description					
From		SEPAR	SPR-YIEL		
To					
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD		
Maximum Relative Error					
Cost Flow	\$/hr				
Total Stream					
Temperature	C	220,000	220,000		
Pressure	bar	23,000	23,000		
Mass Vapor Fraction		1,000	0,261		
Mass Liquid Fraction					
Mass Solid Fraction			0,739		
Mass Enthalpy	cal/gm	106,879	-826,827		
Mass Density	gm/cc	0,007	0,042		
Enthalpy Flow	cal/sec	12414,600	-156600,596		
Mass Flows	kg/hr	418,162	681,838		
C	kg/hr		356,114		
H2	kg/hr	41,546	0,000		
N2	kg/hr	1,134	0,000		
O2	kg/hr	375,442	0,000		
S	kg/hr	0,040	0,244		
CL2	kg/hr				
ASH	kg/hr		147,436		
H2O	kg/hr		178,045		
CO	kg/hr				
CO2	kg/hr				
CH4	kg/hr				
MSW	kg/hr				
C6H12O6	kg/hr				
C6H4O2	kg/hr				

GRESIK					
	Units	GAS	PRODUCT		
Description					
From		SEPAR	SPR-YIEL		
To					
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD		
Maximum Relative Error					
Cost Flow	\$/hr				
Total Stream					
Temperature	C	220,000	220,000		
Pressure	bar	23,000	23,000		
Mass Vapor Fraction		1,000	0,322		
Mass Liquid Fraction					
Mass Solid Fraction			0,678		
Mass Enthalpy	cal/gm	116,862	-978,969		
Mass Density	gm/cc	0,007	0,034		
Enthalpy Flow	cal/sec	12411,465	-195156,617		
Mass Flows	kg/hr	382,343	717,657		
C	kg/hr		460,208		
H2	kg/hr	43,965	0,000		
N2	kg/hr	4,835	0,000		
O2	kg/hr	333,503	0,000		
S	kg/hr	0,039	0,719		
CL2	kg/hr				
ASH	kg/hr		26,642		
H2O	kg/hr		230,088		
CO	kg/hr				
CO2	kg/hr				
CH4	kg/hr				
MSW	kg/hr				
C6H12O6	kg/hr				
C6H4O2	kg/hr				

Lampiran 2-B.  
HASIL PROSES HTC TIAP KOTA (Lanjutan)

NGANJUK			
Description	Units	GAS	PRODUCT
From		SEPAR	SPR-YIEL
To			
Stream Class		MCINCPD	MCINCPD
Maximum Relative Error			
Cost Flow	\$/hr		
Total Stream			
Temperature	C	220,000	220,000
Pressure	bar	23,000	23,000
Mass Vapor Fraction		1,000	0,320
Mass Liquid Fraction			
Mass Solid Fraction			0,680
Mass Enthalpy	cal/gm	116,794	-973,743
Mass Density	gm/cc	0,007	0,035
Enthalpy Flow	cal/sec	13706,309	-183259,242
Mass Flows	kg/hr	422,477	677,523
C	kg/hr		432,038
H2	kg/hr	48,537	0,000
N2	kg/hr	5,056	0,000
O2	kg/hr	368,840	0,000
S	kg/hr	0,044	0,859
CL2	kg/hr		
ASH	kg/hr		28,622
H2O	kg/hr		216,004
CO	kg/hr		
CO2	kg/hr		
CH4	kg/hr		
MSW	kg/hr		
G6H12O6	kg/hr		
G6H4O2	kg/hr		

PAMEKASAN			
Description	Units	GAS	PRODUCT
From		SEPAR	SPR-YIEL
To			
Stream Class		MCINCPD	MCINCPD
Maximum Relative Error			
Cost Flow	\$/hr		
Total Stream			
Temperature	C	220,000	220,000
Pressure	bar	23,000	23,000
Mass Vapor Fraction		1,000	0,320
Mass Liquid Fraction			
Mass Solid Fraction			0,680
Mass Enthalpy	cal/gm	116,172	-974,770
Mass Density	gm/cc	0,007	0,034
Enthalpy Flow	cal/sec	14205,855	-178648,284
Mass Flows	kg/hr	440,220	659,780
C	kg/hr		421,253
H2	kg/hr	50,151	0,000
N2	kg/hr	4,512	0,000
O2	kg/hr	385,512	0,000
S	kg/hr	0,045	0,840
CL2	kg/hr		
ASH	kg/hr		27,075
H2O	kg/hr		210,612
CO	kg/hr		
CO2	kg/hr		
CH4	kg/hr		
MSW	kg/hr		
G6H12O6	kg/hr		
G6H4O2	kg/hr		

Lampiran 2-C.  
 HASIL PROSES HTC TIAP KOTA (Lanjutan)

SURABAYA			
	Units	GAS	PRODUCT
Description			
From		SEPAR	SPR-YIEL
To			
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD
Maximum Relative Error			
Cost Flow	\$/hr		
Total Stream			
Temperature	C	220,000	220,000
Pressure	bar	23,000	23,000
Mass Vapor Fraction		1,000	0,327
Mass Liquid Fraction			
Mass Solid Fraction			0,673
Mass Enthalpy	cal/gm	115,777	-996,605
Mass Density	gm/cc	0,007	0,034
Enthalpy Flow	cal/sec	12292,278	-198706,743
Mass Flows	kg/hr	382,219	717,781
C	kg/hr		469,118
H2	kg/hr	43,326	0,000
N2	kg/hr	1,416	0,000
O2	kg/hr	337,438	0,000
S	kg/hr	0,039	0,150
CL2	kg/hr		
ASH	kg/hr		13,970
H2O	kg/hr		234,543
CO	kg/hr		
CO2	kg/hr		
CH4	kg/hr		
MSW	kg/hr		
C6H12O6	kg/hr		
C6H4O2	kg/hr		

LAMPIRAN 3-A.  
HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 1,0)*

**PAMEKASAN**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,295987	1	0,981636	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,09585	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,608163	0	0,018364	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-938,90705	-401,266	-0,91588	-1526,77	-1555,75	22,2112
Mass Density	gm/cc	1,43773041	0,001655	0,019519	0,00443	0,004349	3,486884
Enthalpy Flow	cal/sec	-117146,91	-50065,8	-114,273	-380989	-381091	101,7819
Mass Flows	kg/hr	449,17	449,17	449,17	898,34	881,8431	16,49685
H2	kg/hr	0	14,35959	0	8,392945	8,392945	0
O2	kg/hr	0,00E+00	113,9675	449,17	6,03E-15	6,03E-15	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,19E-08	0	3,05E-10	3,05E-10	0
H2O	kg/hr	0	47,16285	0	99,41826	99,41826	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,511595	0	2,88E-09	2,88E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	291,2904	291,2904	0
CO2	kg/hr	0	0	0	481,8508	481,8508	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,543757	0,543757	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0,34694	0,34694	0
C	kg/hr	0	256,6716	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	5,06E-08	5,06E-08	0
COAL	kg/hr	449,17	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	16,49685	0	16,49685	0	16,49685
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	7,58E-27	7,58E-27	0
Mass Fractions							
H2		0	0,031969	0	0,009343	0,009518	0
O2		0,00E+00	0,253729	1	6,71E-18	6,84E-18	0
N2		0,00E+00	9,33E-11	0	3,39E-13	3,46E-13	0
H2O		0	0,105	0	0,110669	0,112739	0
S		0,00E+00	0,001139	0	3,21E-12	3,27E-12	0
CO		0	0	0	0,324254	0,33032	0
CO2		0	0	0	0,536379	0,546413	0
H2S		0	0	0	0,000605	0,000617	0
CH4		0	0	0	0,000386	0,000393	0
C		0	0,571435	0	0	0	0
NH3		0,00E+00	0	0	5,63E-11	5,74E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,036727	0	0,018364	0	1
TAR		0,00E+00	0	0	8,43E-30	8,59E-30	0

LAMPIRAN 3-B.

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 1,0)*

NGANJUK

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,295615	1	0,981095	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,095859	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,608526	0	0,018905	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-939,56554	-401,487	-0,91588	-1527,43	-1557,29	22,2112
Mass Density	gm/cc	1,4384008	0,001657	0,019519	0,004435	0,004352	3,486884
Enthalpy Flow	cal/sec	-120452,3	-51470,6	-117,415	-391633	-391740	107,6608
Mass Flows	kg/hr	461,52	461,52	461,52	923,04	905,5903	17,44971
H2	kg/hr	0	14,73585	0	8,593288	8,593288	0
O2	kg/hr	0,00E+00	116,9538	461,52	6,25E-15	6,25E-15	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,98E-08	0	4,22E-10	4,22E-10	0
H2O	kg/hr	0	48,4596	0	102,2693	102,2693	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,523903	0	2,96E-09	2,96E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	298,2092	298,2092	0
CO2	kg/hr	0	0	0	495,6099	495,6099	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,556839	0,556839	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0,351833	0,351833	0
C	kg/hr	0	263,3971	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	6,01E-08	6,01E-08	0
COAL	kg/hr	461,52	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	17,44971	0	17,44971	0	17,44971
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	7,17E-27	7,17E-27	0
Mass Fractions							
H2		0	0,031929	0	0,00931	0,009489	0
O2		0,00E+00	0,25341	1	6,77E-18	6,90E-18	0
N2		0,00E+00	1,08E-10	0	4,57E-13	4,66E-13	0
H2O		0	0,105	0	0,110796	0,112931	0
S		0,00E+00	0,001135	0	3,20E-12	3,27E-12	0
CO		0	0	0	0,323073	0,329298	0
CO2		0	0	0	0,536932	0,547278	0
H2S		0	0	0	0,000603	0,000615	0
CH4		0	0	0	0,000381	0,000389	0
C		0	0,570717	0	0	0	0
NH3		0,00E+00	0	0	6,51E-11	6,63E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,037809	0	0,018905	0	1
TAR		0,00E+00	0	0	7,77E-30	7,91E-30	0

LAMPIRAN 3-C.

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 1,0)*

**SURABAYA**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,303044	1	0,991291	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,094594	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,602362	0	0,008709	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-953,68104	-398,621	-0,91588	-1514,38	-1527,88	22,2112
Mass Density	gm/cc	1,41826414	0,001616	0,019519	0,004338	0,0043	3,486884
Enthalpy Flow	cal/sec	-128015,78	-53508,2	-122,941	-406559	-406611	51,93392
Mass Flows	kg/hr	483,24	483,24	483,24	966,48	958,0625	8,417472
H2	kg/hr	0	15,81396	0	9,64449	9,64449	0
O2	kg/hr	0,00E+00	125,5104	483,24	5,57E-15	5,57E-15	0
N2	kg/hr	0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00	0
H2O	kg/hr	0	50,7402	0	104,7555	104,7555	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,0902	0	4,86E-10	4,86E-10	0
CO	kg/hr	0	0	0	334,9711	334,9711	0
CO2	kg/hr	0	0	0	508,1197	508,1197	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,09587	0,09587	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0,475816	0,475816	0
C	kg/hr	0	282,6678	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	0,00E+00	0,00E+00	0
COAL	kg/hr	483,24	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	8,417472	0	8,417472	0	8,417472
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	3,73E-26	3,73E-26	0
Mass Fractions							
H2		0	0,032725	0	0,009979	0,010067	0
O2		0,00E+00	0,259727	1	5,76E-18	5,82E-18	0
N2		0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00	0
H2O		0	0,105	0	0,108389	0,109341	0
S		0,00E+00	0,000187	0	5,02E-13	5,07E-13	0
CO		0	0	0	0,346589	0,349634	0
CO2		0	0	0	0,525743	0,530362	0
H2S		0	0	0	9,92E-05	0,0001	0
CH4		0	0	0	4,92E-04	4,97E-04	0
C		0	0,584943	0	0	0	0
NH3		0,00E+00	0	0	0,00E+00	0,00E+00	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,017419	0	0,008709	0	1
TAR		0,00E+00	0	0	3,86E-29	3,89E-29	0

LAMPIRAN 3-D.

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 1,0)*

**MALANG**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,242165	1	0,903236	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,096862	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,660973	0	0,096764	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-840,63481	-433,578	-0,91588	-1623,08	-1799,34	22,2112
Mass Density	gm/cc	1,60674985	0,002022	0,019519	0,00531	0,004797	3,486884
Enthalpy Flow	cal/sec	-117644,51	-60678,1	-128,174	-454290	-454892	601,562
Mass Flows	kg/hr	503,81	503,81	503,81	1007,62	910,1186	97,50143
H2	kg/hr	0	13,17533	0	4,495619	4,495619	0
O2	kg/hr	0,00E+00	104,5684	503,81	3,37E-14	3,37E-14	0
N2	kg/hr	0,00E+00	3,80E-09	0	1,44E-11	1,44E-11	0
H2O	kg/hr	0	52,90005	0	130,3222	130,3222	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,161322	0	1,59E-09	1,59E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	153,6111	153,6111	0
CO2	kg/hr	0	0	0	621,4937	621,4937	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,171464	0,171464	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0,024529	0,024529	0
C	kg/hr	0	235,5034	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	4,61E-09	4,61E-09	0
COAL	kg/hr	503,81	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	97,50143	0	97,50143	0	97,50143
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	2,69E-34	2,69E-34	0
Mass Fractions							
H2		0	0,026151	0	0,004462	0,00494	0
O2		0,00E+00	0,207555	1	3,35E-17	3,71E-17	0
N2		0,00E+00	7,55E-12	0	1,43E-14	1,58E-14	0
H2O		0	0,105	0	0,129337	0,143193	0
S		0,00E+00	0,00032	0	1,58E-12	1,75E-12	0
CO		0	0	0	0,152449	0,168781	0
CO2		0	0	0	0,616794	0,682871	0
H2S		0	0	0	0,00017	0,000188	0
CH4		0	0	0	2,43E-05	2,70E-05	0
C		0	0,467445	0	0	0	0
NH3		0,00E+00	0	0	4,57E-12	5,06E-12	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,193528	0	0,096764	0	1
TAR		0,00E+00	0	0	2,67E-37	2,96E-37	0

LAMPIRAN 3-E

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 1,0)*

**GRESIK**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,297295	1	0,983387	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,095548	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,607157	0	0,016613	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-942,52224	-400,875	-0,91588	-1524,47	-1550,6	22,2112
Mass Density	gm/cc	1,43381866	0,001647	0,019519	0,004413	0,00434	3,486884
Enthalpy Flow	cal/sec	-127651,55	-54292,9	-124,043	-412936	-413036	99,94779
Mass Flows	kg/hr	487,57	487,57	487,57	975,14	958,9404	16,19958
H2	kg/hr	0	15,6553	0	9,226655	9,226655	0
O2	kg/hr	0,00E+00	124,2512	487,57	6,36E-15	6,36E-15	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,39E-08	0	2,99E-10	2,99E-10	0
H2O	kg/hr	0	51,19485	0	107,5139	107,5139	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,43721	0	2,44E-09	2,44E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	320,2336	320,2336	0
CO2	kg/hr	0	0	0	521,107	521,107	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,464696	0,464696	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0,394552	0,394552	0
C	kg/hr	0	279,8319	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	5,30E-08	5,30E-08	0
COAL	kg/hr	487,57	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	16,19958	0	16,19958	0	16,19958
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,10E-26	1,10E-26	0
Mass Fractions							
H2		0	0,032109	0	0,009462	0,009622	0
O2		0,00E+00	0,254838	1	6,52E-18	6,63E-18	0
N2		0,00E+00	9,01E-11	0	3,07E-13	3,12E-13	0
H2O		0	0,105	0	0,110255	0,112117	0
S		0,00E+00	0,000897	0	2,50E-12	2,54E-12	0
CO		0	0	0	0,328398	0,333945	0
CO2		0	0	0	0,534392	0,54342	0
H2S		0	0	0	0,000477	0,000485	0
CH4		0	0	0	0,000405	0,000411	0
C		0	0,573932	0	0	0	0
NH3		0,00E+00	0	0	5,44E-11	5,53E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,033225	0	0,016613	0	1
TAR		0,00E+00	0	0	1,13E-29	1,15E-29	0

LAMPIRAN 4-A

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 0,5)*

**PAMEKASAN**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	1	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,295987	1	0,923854	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,09585	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,608163	0	0,076146	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-938,90705	-401,266	-0,06147	-950,363	-1051,48	276,4493
Mass Density	gm/cc	1,43773041	0,001655	0,001292	0,003773	0,003486	2,539702
Enthalpy Flow	cal/sec	-117146,91	-50065,8	-3,83454	-177864	-181804	3939,679
Mass Flows	kg/hr	449,17	449,17	224,585	673,755	622,4514	51,30359
H2	kg/hr	0	14,35959	0	13,60181	13,60181	0
O2	kg/hr	0,00E+00	113,9675	224,585	3,00E-16	3,00E-16	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,19E-08	0	5,63E-11	5,63E-11	0
H2O	kg/hr	0	47,16285	0	38,24999	38,24999	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,511595	0	1,56E-09	1,56E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	404,2979	404,2979	0
CO2	kg/hr	0	0	0	158,9021	158,9021	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,543757	0,543757	0
CH4	kg/hr	0	0	0	6,855799	6,855799	0
C	kg/hr	0	256,6716	0	34,80674	0	34,80674
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	5,09E-08	5,09E-08	0
COAL	kg/hr	449,17	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	16,49685	0	16,49685	0	16,49685
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,22E-19	1,22E-19	0
Mass Fractions							
H2		0	0,031969	0	0,020188	0,021852	0
O2		0,00E+00	0,253729	1	4,45E-19	4,82E-19	0
N2		0,00E+00	9,33E-11	0	8,35E-14	9,04E-14	0
H2O		0	0,105	0	0,056771	0,061451	0
S		0,00E+00	0,001139	0	2,32E-12	2,51E-12	0
CO		0	0	0	0,600067	0,649525	0
CO2		0	0	0	0,235846	0,255284	0
H2S		0	0	0	0,000807	0,000874	0
CH4		0	0	0	0,010176	0,011014	0
C		0	0,571435	0	0,051661	0	0,678446
NH3		0,00E+00	0	0	7,55E-11	8,17E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,036727	0	0,024485	0	0,321554
TAR		0,00E+00	0	0	1,81E-22	1,96E-22	0

LAMPIRAN 4-B

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 0,5)*

NGANJUK

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,295615	1	0,923487	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,095859	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,608526	0	0,076513	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-939,56554	-401,487	-0,91588	-950,149	-1051,53	273,4959
Mass Density	gm/cc	1,4384008	0,001657	0,019519	0,003775	0,003487	2,547741
Enthalpy Flow	cal/sec	-120452,3	-51470,6	-58,7076	-182714	-186738	4024,084
Mass Flows	kg/hr	461,52	461,52	230,76	692,28	639,3114	52,96863
H2	kg/hr	0	14,73585	0	13,96298	13,96298	0
O2	kg/hr	0,00E+00	116,9538	230,76	3,08E-16	3,08E-16	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,98E-08	0	7,76E-11	7,76E-11	0
H2O	kg/hr	0	48,4596	0	39,2717	39,2717	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,523903	0	1,60E-09	1,60E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	415,252	415,252	0
CO2	kg/hr	0	0	0	163,2326	163,2326	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,556839	0,556839	0
CH4	kg/hr	0	0	0	7,035222	7,035222	0
C	kg/hr	0	263,3971	0	35,51892	0	35,51892
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	6,05E-08	6,05E-08	0
COAL	kg/hr	461,52	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	17,44971	0	17,44971	0	17,44971
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,28E-17	1,28E-17	0
Mass Fractions							
H2		0	0,031929	0	0,02017	0,021841	0
O2		0,00E+00	0,25341	1	4,45E-19	4,82E-19	0
N2		0,00E+00	1,08E-10	0	1,12E-13	1,21E-13	0
H2O		0	0,105	0	0,056728	0,061428	0
S		0,00E+00	0,001135	0	2,31E-12	2,50E-12	0
CO		0	0	0	0,599833	0,64953	0
CO2		0	0	0	0,23579	0,255326	0
H2S		0	0	0	0,000804	0,000871	0
CH4		0	0	0	0,010162	0,011004	0
C		0	0,570717	0	0,051307	0	0,670565
NH3		0,00E+00	0	0	8,74E-11	9,46E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,037809	0	0,025206	0	0,329435
TAR		0,00E+00	0	0	1,85E-20	2,00E-20	0

LAMPIRAN 4-C

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 0,5)*

**SURABAYA**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,303044	1	0,93006	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,094594	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,602362	0	0,06994	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-953,68104	-398,621	-0,91588	-954,467	-1051,41	334,7277
Mass Density	gm/cc	1,41826414	0,001616	0,019519	0,003735	0,003474	2,39083
Enthalpy Flow	cal/sec	-128015,78	-53508,2	-61,4705	-192182	-196896	4713,803
Mass Flows	kg/hr	483,24	483,24	241,62	724,86	674,163	50,697
H2	kg/hr	0	15,81396	0	14,9053	14,9053	0
O2	kg/hr	0,00E+00	125,5104	241,62	3,24E-16	3,24E-16	0
N2	kg/hr	0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00	0
H2O	kg/hr	0	50,7402	0	41,79537	41,79537	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,0902	0	2,73E-10	2,73E-10	0
CO	kg/hr	0	0	0	438,0979	438,0979	0
CO2	kg/hr	0	0	0	171,6927	171,6927	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,09587	0,09587	0
CH4	kg/hr	0	0	0	7,575808	7,575808	0
C	kg/hr	0	282,6678	0	42,27953	0	42,27953
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	0,00E+00	0,00E+00	0
COAL	kg/hr	483,24	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	8,417472	0	8,417472	0	8,417472
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,40E-17	1,40E-17	0
Mass Fractions							
H2		0	0,032725	0	0,020563	0,022109	0
O2		0,00E+00	0,259727	1	4,47E-19	4,81E-19	0
N2		0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00	0,00E+00	0
H2O		0	0,105	0	0,05766	0,061996	0
S		0,00E+00	0,000187	0	3,76E-13	4,05E-13	0
CO		0	0	0	0,60439	0,64984	0
CO2		0	0	0	0,236863	0,254675	0
H2S		0	0	0	1,32E-04	0,000142	0
CH4		0	0	0	1,05E-02	1,12E-02	0
C		0	0,584943	0	0,058328	0	0,833965
NH3		0,00E+00	0	0	0,00E+00	0,00E+00	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,017419	0	0,011613	0	0,166035
TAR		0,00E+00	0	0	1,93E-20	2,08E-20	0

LAMPIRAN 4-D

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 0,5)*

**MALANG**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,242165	1	0,870533	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,096862	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,660973	0	0,129467	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-840,63481	-433,578	-0,91588	-919,401	-1059,63	23,50958
Mass Density	gm/cc	1,60674985	0,002022	0,019519	0,004095	0,003566	3,480255
Enthalpy Flow	cal/sec	-117644,51	-60678,1	-64,0871	-193001	-193640	638,9408
Mass Flows	kg/hr	503,81	503,81	251,905	755,715	657,8746	97,84042
H2	kg/hr	0	13,17533	0	13,23857	13,23857	0
O2	kg/hr	0,00E+00	104,5684	251,905	3,25E-16	3,25E-16	0
N2	kg/hr	0,00E+00	3,80E-09	0	5,38E-13	5,38E-13	0
H2O	kg/hr	0	52,90005	0	38,12754	38,12754	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,161322	0	5,22E-10	5,22E-10	0
CO	kg/hr	0	0	0	427,8353	427,8353	0
CO2	kg/hr	0	0	0	172,2162	172,2162	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,171464	0,171464	0
CH4	kg/hr	0	0	0	6,285542	6,285542	0
C	kg/hr	0	235,5034	0	0,338996	0	0,338996
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	4,62E-09	4,62E-09	0
COAL	kg/hr	503,81	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	97,50143	0	97,50143	0	97,50143
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,77E-20	1,77E-20	0
Mass Fractions							
H2		0	0,026151	0	0,017518	0,020123	0
O2		0,00E+00	0,207555	1	4,30E-19	4,94E-19	0
N2		0,00E+00	7,55E-12	0	7,12E-16	8,18E-16	0
H2O		0	0,105	0	0,050452	0,057956	0
S		0,00E+00	0,00032	0	6,91E-13	7,94E-13	0
CO		0	0	0	0,566133	0,65033	0
CO2		0	0	0	0,227885	0,261777	0
H2S		0	0	0	0,000227	0,000261	0
CH4		0	0	0	8,32E-03	9,55E-03	0
C		0	0,467445	0	0,000449	0	0,003465
NH3		0,00E+00	0	0	6,12E-12	7,03E-12	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,193528	0	0,129019	0	0,996535
TAR		0,00E+00	0	0	2,34E-23	2,69E-23	0

LAMPIRAN 4-E

HASIL PROSES GASIFIKASI TIAP KOTA (Lanjutan)  
*Proses Pembakaran (Rasio Oksigen/hydrochar = 0,5)*

**GRESIK**

	Units	COALFEED	GASFEED	OXYGEN	RAW-SYN	SYN-GAS	ASH
Description							
From			DECOMP		GASIFIER	FILTER	FILTER
To		DECOMP	GASIFIER	GASIFIER	FILTER		
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error							
Cost Flow	\$/hr						
Total Stream							
Temperature	C	25	25	25	900	900	900
Pressure	bar	1	1	15	15	15	15
Mass Vapor Fraction		0	0,297295	1	0,924955	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0,095548	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,607157	0	0,075045	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-942,52224	-400,875	-0,91588	-951,126	-1051,53	286,3403
Mass Density	gm/cc	1,43381866	0,001647	0,019519	0,003766	0,003484	2,513143
Enthalpy Flow	cal/sec	-127651,55	-54292,9	-62,0213	-193225	-197591	4365,435
Mass Flows	kg/hr	487,57	487,57	243,785	731,355	676,4708	54,88423
H2	kg/hr	0	15,6553	0	14,81661	14,81661	0
O2	kg/hr	0,00E+00	124,2512	243,785	3,26E-16	3,26E-16	0
N2	kg/hr	0,00E+00	4,39E-08	0	5,66E-11	5,66E-11	0
H2O	kg/hr	0	51,19485	0	41,64389	41,64389	0
S	kg/hr	0,00E+00	0,43721	0	1,33E-09	1,33E-09	0
CO	kg/hr	0	0	0	439,4424	439,4424	0
CO2	kg/hr	0	0	0	172,6227	172,6227	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0,464696	0,464696	0
CH4	kg/hr	0	0	0	7,480484	7,480484	0
C	kg/hr	0	279,8319	0	38,68465	0	38,68465
NH3	kg/hr	0,00E+00	0	0	5,33E-08	5,33E-08	0
COAL	kg/hr	487,57	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	16,19958	0	16,19958	0	16,19958
TAR	kg/hr	0,00E+00	0	0	1,37E-17	1,37E-17	0
Mass Fractions							
H2		0	0,032109	0	0,020259	0,021903	0
O2		0,00E+00	0,254838	1	4,46E-19	4,82E-19	0
N2		0,00E+00	9,01E-11	0	7,73E-14	8,36E-14	0
H2O		0	0,105	0	0,056941	0,061561	0
S		0,00E+00	0,000897	0	1,82E-12	1,97E-12	0
CO		0	0	0	0,600861	0,64961	0
CO2		0	0	0	0,236031	0,255181	0
H2S		0	0	0	0,000635	0,000687	0
CH4		0	0	0	0,010228	0,011058	0
C		0	0,573932	0	0,052894	0	0,704841
NH3		0,00E+00	0	0	7,29E-11	7,88E-11	0
COAL		1	0	0	0	0	0
ASH		0	0,033225	0	0,02215	0	0,295159
TAR		0,00E+00	0	0	1,87E-20	2,02E-20	0

LAMPIRAN 5-A

HASIL VARIASI PARAMETER PROSES GASIFIKASI

Variasi temperatur pada tekanan tetap 15 bar dengan rasio oksigen/hydrochar 0,5

Row/Case	Temperatur (C)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	500	0,71	59,38	6,99	0,32	2,63	8,03
2	550	1,63	60,02	6,92	0,49	2,73	9,03
3	600	3,36	60,07	6,68	0,70	2,89	10,74
4	650	6,37	59,14	6,29	0,96	3,16	13,63
5	700	11,19	56,79	5,78	1,27	3,62	18,24
6	750	18,26	52,60	5,16	1,61	4,32	25,03
7	800	27,72	46,38	4,48	1,97	5,31	34,17
8	850	39,10	38,45	3,77	2,34	6,53	45,21
9	900	51,22	29,73	3,10	2,68	7,85	57,01
10	950	62,57	21,48	2,49	2,99	9,10	68,05
11	1000	71,93	14,69	1,97	3,25	10,12	77,15
12	1050	78,90	9,71	1,54	3,46	10,87	83,90
13	1100	83,74	6,34	1,20	3,63	11,37	88,56
14	1150	86,98	4,15	0,94	3,75	11,70	91,66
15	1200	89,12	2,76	0,73	3,85	11,91	93,69
Rata-rata		42,19	34,78	3,87	2,22		

Variasi tekanan pada temperatur tetap 900 °C dengan rasio oksigen/hydrochar 0,5

Row/Case	Pressure (bar)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	15	63,40	21,59	2,06	3,17	9,07	68,64
2	18	60,27	23,71	2,32	3,05	8,75	65,63
3	21	57,56	25,53	2,54	2,94	8,48	63,05
4	24	55,19	27,11	2,75	2,85	8,25	60,79
5	27	53,10	28,50	2,93	2,76	8,04	58,79
6	30	51,22	29,73	3,10	2,68	7,85	57,01
Rata-rata		56,79	26,03	2,62	2,91		

LAMPIRAN 5-B

HASIL VARIASI PARAMETER PROSES GASIFIKASI

Variasi temperatur pada tekanan tetap 15 bar dengan rasio oksigen/hydrochar 1,0

Row/Case	Temperatur (C)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	500	0,74	73,30	2,87	0,19	1,14	3,79
2	550	1,67	73,36	2,88	0,29	1,27	4,84
3	600	3,43	72,76	2,81	0,42	1,48	6,66
4	650	6,46	71,10	2,67	0,58	1,83	9,72
5	700	11,30	67,90	2,46	0,77	2,39	14,53
6	750	18,41	62,69	2,21	0,97	3,22	21,59
7	800	27,95	55,28	1,92	1,19	4,34	31,06
8	850	39,53	45,98	1,62	1,42	5,71	42,56
9	900	47,05	39,48	0,97	1,60	6,45	49,62
10	950	49,80	36,66	0,42	1,68	6,61	51,90
11	1000	51,41	34,81	0,17	1,68	6,72	53,27
12	1050	52,44	33,46	0,07	1,66	6,81	54,18
13	1100	53,21	32,37	0,03	1,63	6,89	54,86
14	1150	53,83	31,43	0,01	1,59	6,96	55,44
15	1200	54,38	30,60	0,01	1,55	7,02	55,94
Rata-rata		31,44	50,75	1,41	1,15		

Variasi takanan pada temperatur tetap 900 °C dengan rasio oksigen/hydrochar 1,0

Row/Case	Pressure (bar)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	15	49,33	37,67	0,32	1,76	6,52	51,41
2	18	48,91	38,00	0,44	1,73	6,51	51,08
3	21	48,47	38,35	0,57	1,70	6,49	50,73
4	24	48,00	38,72	0,70	1,66	6,48	50,37
5	27	47,53	39,09	0,83	1,63	6,46	49,99
6	30	47,05	39,48	0,97	1,60	6,45	49,62
Rata-rata		48,21	38,55	0,64	1,68		

LAMPIRAN 5-C

HASIL VARIASI PARAMETER PROSES GASIFIKASI

Variasi temperatur pada tekanan tetap 15 bar dengan rasio oksigen/hydrochar 1,5

Row/Case	Temperatur (C)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	500	0,74	80,12	1,54	0,13	0,66	2,42
2	550	1,67	79,89	1,56	0,21	0,79	3,44
3	600	3,43	78,98	1,54	0,30	1,01	5,26
4	650	6,46	76,96	1,47	0,41	1,38	8,33
5	700	9,75	73,90	0,92	0,52	1,62	11,20
6	750	12,49	71,03	0,40	0,59	1,78	13,48
7	800	14,27	68,98	0,13	0,60	1,91	15,00
8	850	15,30	67,61	0,04	0,57	2,00	15,91
9	900	16,00	66,59	0,01	0,53	2,08	16,54
10	950	16,55	65,74	0,00	0,49	2,14	17,05
11	1000	17,02	65,02	0,00	0,46	2,19	17,48
12	1050	17,42	64,38	0,00	0,43	2,24	17,86
13	1100	17,78	63,82	0,00	0,41	2,28	18,19
14	1150	18,10	63,32	0,00	0,38	2,32	18,49
15	1200	18,38	62,87	0,00	0,36	2,36	18,75
Rata-rata		12,36	69,95	0,51	0,43		

Variasi takanan pada temperatur tetap 900 °C dengan rasio oksigen/hydrochar 1,5

Row/Case	Pressure (bar)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Gas Yield (%)
1	15	16,03	66,56	0,00	0,53	2,08	16,57
2	18	16,03	66,56	0,00	0,53	2,08	16,56
3	21	16,02	66,57	0,01	0,53	2,08	16,56
4	24	16,02	66,57	0,01	0,53	2,08	16,55
5	27	16,01	66,58	0,01	0,53	2,08	16,55
6	30	16,00	66,59	0,01	0,53	2,08	16,54
Rata-rata		16,02	66,57	0,01	0,53		

LAMPIRAN 6  
DOKUMENTASI PENGUJIAN SAMPEL MSW



Pengambilan sampel MSW di salah satu TPA



Preparasi (pencacahan) awal sebelum uji laboratorium

LAMPIRAN 7  
DOKUMENTASI PENGUJIAN SAMPEL MSW



Packing sampel setelah preparasi awal

## BIODATA



Penulis lahir di Kota Pamekasan, Madura-Jawa Timur pada tanggal 16 Oktober 1989. Tamat SDN Bettet I Pamekasan (2001), MTs Negeri Parteker Pamekasan (2004) dan MAN Pamekasan (2007). Setelah tamat MAN, penulis melanjutkan studinya ke Universitas Kanjuruhan Malang dengan program studi Pendidikan Fisika dan lulus pada tahun 2011. Setelah melanjutkan studi sarjana, penulis melanjutkan studi magister di Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember dengan mengambil bidang minat Rekayasa Energi Terbarukan. Selama menempuh studi magister, penulis telah melakukan publikasi ilmiah dengan judul *“Analysis of Affected Parameters to Hydrothermal Carbonization (HTC) Process”* pada ICORER tahun 2019. Penulis dapat dihubungi melalui Email : [bachtiarbudi0@gmail.com](mailto:bachtiarbudi0@gmail.com).