



**UNIVERSITAS INDONESIA**

***HEAT BALANCE DAN EFISIENSI COMBUSTION UNIT  
LABORATORY PADA GASIFIKASI BIOMASSA  
(TEMPURUNG KELAPA) DENGAN MENGGUNAKAN FIXED  
BED DOWNDRAFT GASIFIER***

**SKRIPSI**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana teknik**

**RIZKI RAHMADIN**

**0405020634**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI TEKNIK MESIN  
DEPOK  
JUNI 2010**

**Universitas Indonesia**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

**Nama : Rizki Rahmadin**

**NPM : 0405020634**

**Tanda Tangan :**

**Tanggal :**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh

Nama : Rizki Rahmadin  
NPM : 0405020634  
Program Studi : Teknik Mesin  
Judul Skripsi : “*Heat Balance dan Efisiensi Combustion Unit Laboratory Pada Gasifikasi Biomassa (Tempurung Kelapa) Dengan Menggunakan Fixed Bed Downdraft Gasifier*”.

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

### DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.T. ( )

Penguji : Prof. Dr. Ir. I. Made Kartika Dhiputra ( )

Penguji : Dr. Agus S. Pamitran, M.Sc., ST ( )

Penguji : Dr. Ir. R. Danardono Agus Sumarsono DEA. PE ( )

Ditetapkan di : Depok

Tanggal :

## Ucapan Terima Kasih

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT. yang telah memberikan nikmat serta karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan skripsi yang berjudul “Simulasi CFD dan Eksperimen Pengering Semprot: Perbandingan Menggunakan *Air Heater* dan *Heat Pump*”.

Penulis menyadari, bahwa tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai masa penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi penulis untuk menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayahnya sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.
2. Keluarga, untuk semua dukungan yang telah diberikan terutama untuk ayah dan ibu tercinta.
3. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.T., selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi arahan, bimbingan dan persetujuan sehingga skripsi ini dapat terselesaikan dengan baik.
4. Seluruh staf pengajar Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia yang telah memberikan dan mengajarkan ilmunya, sehingga penulis mampu menyelesaikan skripsi ini dengan bermacam ilmu yang telah didapat.
5. Seluruh staf karyawan Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia yang telah membantu pengambilan data pengering semprot.
6. Teman, sahabat dan teman dekat. Dina, Kochu, dan teman UI lainnya.

Depok, Juni 2010

Penulis

**Universitas Indonesia**

## HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

---

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

Nama : Rizki Rahmadin  
NPM : 0405020634  
Program Studi : Teknik Mesin  
Departemen : Teknik Mesin  
Fakultas : Teknik  
Jenis Karya : Skripsi

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*) atas karya ilmiah saya yang berjudul: **HEAT BALANCE DAN EFISIENSI *COMBUSTION UNIT LABORATORY* PADA GASIFIKASI BIOMASSA (TEMPURUNG KELAPA) DENGAN MENGGUNAKAN *FIXED BED DOWNDRAFT GASIFIER***, beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : Juni 2010

Yang menyatakan,

(Rizki Rahmadin)

## ABSTRAK

Nama : Rizki Rahmadin  
Program Studi : Teknik Mesin  
Judul Skripsi : “*Heat Balance dan Efisiensi Combustion Unit Laboratory Pada Gasifikasi Biomassa (Tempurung Kelapa) Dengan Menggunakan Fixed Bed Downdraft Gasifier*”

Tempurung kelapa saat ini hanya digunakan sebagai arang, tetapi dengan kemajuan teknologi saat ini tempurung kelapa dapat digunakan untuk menghasilkan energi yang bermanfaat. Dalam penelitian ini tempurung kelapa tersebut akan digunakan sebagai bahan bakar pada proses gasifikasi dengan menggunakan *Downdraft Gasifier*. Proses gasifikasi ini memakai laju udara primer dengan *Equivalence Ratio ( $\Phi$ )* sebesar 0,169. Dengan LHV tempurung kelapa sebesar 5255 kcal/kg dan LHV gas produser sebesar 1582 kcal/m<sup>3</sup>, proses gasifikasi ini menghasilkan efisiensi sebesar 63,73%.

Gas produser (CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>) yang dihasilkan dari proses gasifikasi akan dimanfaatkan pada *Combustion Unit Laboratory* melalui pembakaran di burner dengan *air fuel ratio* sebesar 1,78; 3,32; 4,38; 5,21; 6,87. Burner yang dipakai menggunakan 8 *blade burner* dengan sudut kemiringan 50°. Pengukuran dan kalkulasi dilakukan untuk mendapatkan efisiensi pembakaran pada burner, efisiensi *Combustion Unit Laboratory*, *Heat release rate Combustion Unit Laboratory*, dan neraca energi berdasarkan *heat balance*.

Efisiensi pembakaran pada burner berkisar antara 98,5% - 99,6%. Peningkatan laju udara sekunder akan meningkatkan temperatur api dan mengurangi efisiensi berdasarkan *heat loss method* serta *heat release rate* dari *Combustion Unit Laboratory*.

Kata Kunci : Tempurung Kelapa, Gasifikasi, Downdraft Gasifier

## ABSTRACT

Nama : Rizki Rahmadin  
Program Studi : Mechanical Engineering  
Judul Skripsi : “Heat Balance and Efficiency of *Combustion Laboratory Unit* in (Coconut Shell) Biomass Gasification using *Fixed Bed Downdraft Gasifier*”

Coconut shell currently only used as charcoal, but with today's technology coconut shell can be used to produce useful energy. In this study, coconut shell will be used as fuel in the gasification process using *Fixed Bed Downdraft Gasifier*. This gasification process using the rate of primary air with the Equivalence Ratio ( $\Phi$ ) equal to 0.169. The Low Heating Value of Coconut shell is 5255 kcal / kg and the Low Heating Value of producer gas is 1582 kcal/m<sup>3</sup>, this gasification process produces an efficiency of 63.73%.

Producer gas (CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>) that is generated from the gasification process will be utilized in the *Combustion Laboratory Unit* through combustion in the burner with an *air fuel ratio* varie from 1,78; 3,32; 4,38; 5,21; 6,87. Burner used eight blade-burner with the slope of 50<sup>0</sup>. Measurements and calculations performed to obtain the efficiency of combustion in the burner, efficiency of *Combustion Laboratory Unit*, Heat release rate of *Combustion Laboratory Unit*, and energy balance based on heat balance.

Combustion efficiency on the burner ranged from 98.5% - 99.6%. Increasing the rate of secondary air will increase the temperature of the fire and reduce the efficiency based on *Heat Loss method* and heat release rate of the *Combustion Laboratory Unit*.

Keywords : Coconut shell, Gasification, Downdraft Gasifier

## DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	ii
Halaman Pernyataan Orisinalitas.....	iii
Halaman Pengesahan.....	iv
Ucapan Terimakasih.....	v
Halaman Persetujuan Karya Ilmiah.....	vi
Abstrak.....	vii
Abstrack.....	viii
Daftar Isi.....	ix
Daftar Gambar.....	xi
Daftar Tabel.....	xii
Daftar Grafik.....	xiii
Daftar Lampiran.....	xiv
 <b>BAB I</b>	
<b>PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
<b>I.1. LATAR BELAKANG</b> .....	<b>1</b>
I.1.1 PENGANTAR ENERGI BIOMASSA.....	1
I.1.2 POTENSI BIOMASSA DI INDONESIA.....	3
I.1.3 KEBIJAKAN PEMERINTAH.....	5
I.1.4 PEMANFAATAN BIOMASSA.....	7
I.1.5 PELUANG DAN PASAR KOMERSIALISASI ENERGI BIOMASSA.....	7
<b>I.2. PERUMUSAN MASALAH</b> .....	<b>8</b>
<b>I.3. TUJUAN PENELITIAN</b> .....	<b>9</b>
<b>I.4. BATASAN MASALAH</b> .....	<b>9</b>
<b>I.5. METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	<b>10</b>
<b>I.6. SISTEMATIKA PENULISAN</b> .....	<b>11</b>
 <b>BAB II 13</b>	
<b>DASAR TEORI</b> .....	<b>13</b>
<b>II.1 BAHAN BAKAR BIOMASSA</b> .....	<b>13</b>
II.1.1 ANALISIS BAHAN BAKAR BIOMASSA.....	14
II.1.2 PARAMETER BAHAN BAKAR LAIN.....	19
II.1.3 BENEFISISASI (PENCUCIAN) BIOMASSA.....	22
II.1.4 EMISI BIOMASSA.....	24
<b>II.2 PRINSIP DASAR GASIFIKASI BIOMASSA</b> .....	<b>25</b>

II.2.1	PENGANTAR .....	25
II.2.2	PROSES KONVERSI TERMAL BIOMASSA.....	25
II.2.3	PROSES GASIFIKASI LANGSUNG DAN TAK LANGSUNG....	30
II.3	SISTEM GASIFIKASI.....	31
II.3.1	GASIFIER (TUNGKU).....	31
II.3.2	HEAT EXCHANGER.....	33
BAB III 38		
	METODOLOGI PENELITIAN .....	38
III.1	SKEMATIK ALAT PENGUJIAN.....	38
III.2	METODOLOGI PENGUJIAN.....	38
III.3	PROSEDUR PENGUJIAN.....	46
III.4	PROSEDUR PENGUKURAN.....	51
BAB IV 58		
	HASIL DAN ANALISA.....	58
IV.1.	KONDISI PERFORMA PERALATAN .....	58
IV.2.	PENGARUH <i>AIR FUEL RATIO</i> TERHADAP HEAT RELEASE RATE COMBUSTION UNIT LABORATORY (CUL).....	59
IV.3.	PENGARUH <i>AIR FUEL RATIO</i> TERHADAP EFISIENSI COMBUSTION UNIT LABORATORY (CUL).....	60
IV.4.	PENGARUH <i>AIR FUEL RATIO</i> TERHADAP TEMPERATUR RATA – RATA FLAME DI BURNER.....	63
IV.5.	PENGARUH <i>AIR FUEL RATIO</i> TERHADAP EFISIENSI PEMBAKARAN PADA BURNER.....	64
IV.6.	PENGARUH <i>AIR FUEL RATIO</i> TERHADAP EMISI GAS BUANG .	65
BAB V 59		
	KESIMPULAN DAN SARAN .....	71
	DAFTAR PUSTAKA.....	73

## DAFTAR GAMBAR

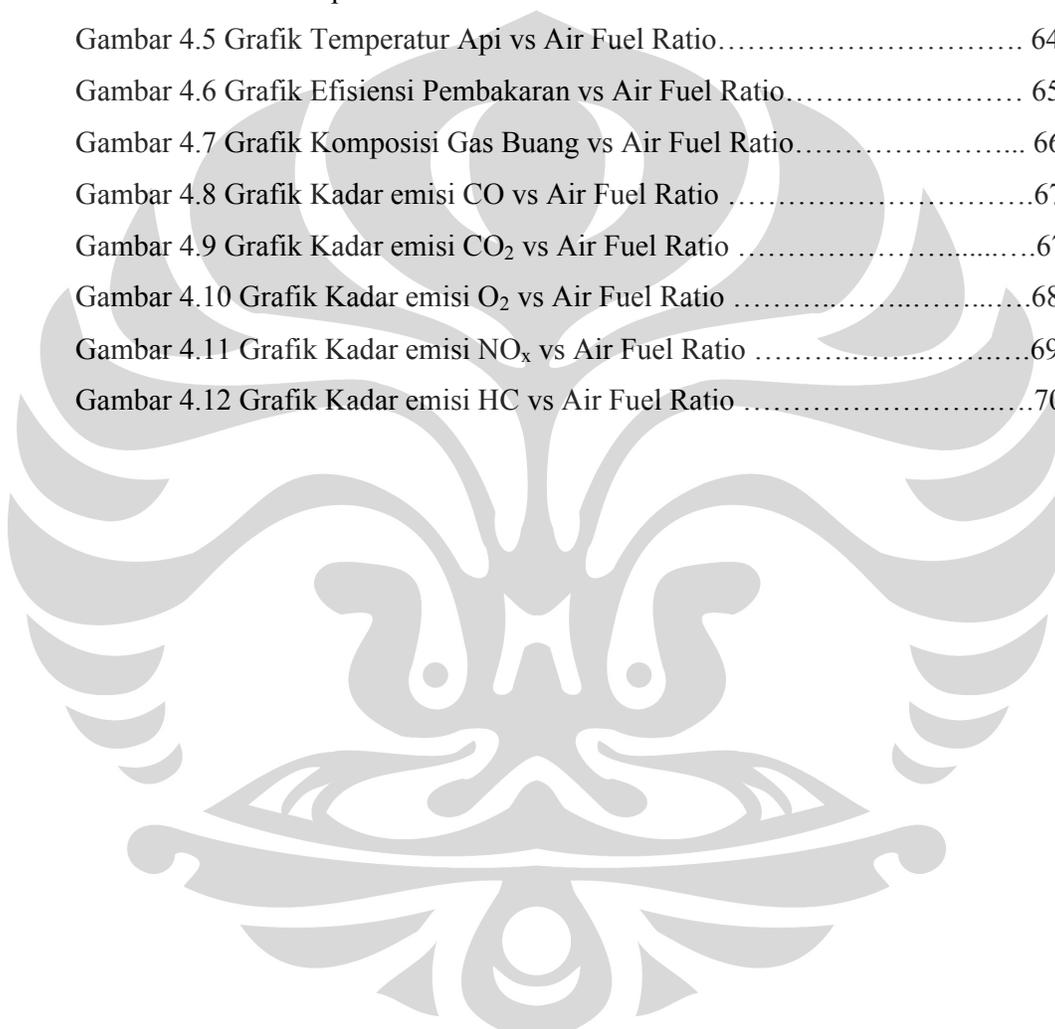
Gambar 1.1 Produk Biomassa : a) Briket; b) Bioetanol; c) Kursi Bambu....	2
Gambar 2.1 Analisa Ultimat a) batubara dan kayu; b) biomassa (sumber :Skov1974).....	14
Gambar 2.2. Nilai Kalor Biomassa vs Kadar Kelembaban.....	21
Gambar 2.3. Proses Pellet.....	23
Gambar 2.4. Efek kelembaban terhadap nilai kalor gas.....	24
Gambar 2.5. Skema proses pembakaran biomassa.....	27
Gambar 2.6. Termodinamika Gasifikasi Biomassa.....	30
Gambar 2.7 Downdraft Gasifier.....	32
Gambar 2.8. Combustion Unit Laboratory.....	34
Gambar 3.1. Skematik Alat Pengujian.....	36
Gambar 3.2. Orifice Meter.....	38
Gambar 3.3. Desain Plat Orifice Konsentrik Untuk Pipa 2".....	39
Gambar 3.4. Tiga Metode Pressure Tapping sesuai ISO 5167-1 (2003.....	39
Gambar 3.5. Koefisien Discharge Untuk Orifice Aliran Liquid.....	40
Gambar 3.6. Manometer Miring Durablock-Dwyer Instrument model H-6640-M.....	41
Gambar 3.7. Hot Wire Anemometer.....	42
Gambar 3.8. Termokopel Type K Ketahanan Temperatur Maksimum 1000 °C.....	43
Gambar 3.9. Digital Temperatur Data Logger Dengan 5 Channel.....	43
Gambar 3.10. Instalasi Busur Derajat.....	44
Gambar 3.11. Posisi orifis dan manometer miring.....	45
Gambar 3.12. Penempatan Termokopel.....	49

**DAFTAR TABEL**

Tabel 1.1 Kelebihan dan Kekurangan Energi Biomassa.....	3
Tabel 1.2 Potensi Energi Biomassa Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Potensi Energi Biomassa Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Bauran Energi Primer Nasional 2025.....	6
Tabel 2.1. Standar ASTM untuk Analisa Proksimat dan Ultimat.....	15
Tabel 2.2. Elemental Analyzer Equipment.....	15
Tabel 2.3. Data Analisa Proksimat.....	17
Tabel 2.4. Perkiraan kadar kelembaban biomassa.....	18
Tabel 2.5. Efek kadar kelembaban terhadap efisiensi pembakaran dan panas pemulaha.....	18
Tabel 2.6. Perilaku slagging.....	20
Tabel 2.7. Termal Properti dari salah satu Biomassa.....	28
Tabel 3.1. Analisa Proksimat dan Ultimat Batok Kelapa.....	37

**DAFTAR GRAFIK**

Gambar 4.1 Grafik Heat Release Rate (kJ/s) vs Air Fuel Ratio.....	60
Gambar 4.2 Grafik Input Output–Efiseinsi vs Air Fuel Ratio.....	61
Gambar 4.3 Grafik Heat Loss-Efisiensi vs Air Fuel Ratio.....	62
Gambar 4.4 Grafik Operasional Efisiensi vs Air Fuel Ratio.....	63
Gambar 4.5 Grafik Temperatur Api vs Air Fuel Ratio.....	64
Gambar 4.6 Grafik Efisiensi Pembakaran vs Air Fuel Ratio.....	65
Gambar 4.7 Grafik Komposisi Gas Buang vs Air Fuel Ratio.....	66
Gambar 4.8 Grafik Kadar emisi CO vs Air Fuel Ratio .....	67
Gambar 4.9 Grafik Kadar emisi CO <sub>2</sub> vs Air Fuel Ratio .....	67
Gambar 4.10 Grafik Kadar emisi O <sub>2</sub> vs Air Fuel Ratio .....	68
Gambar 4.11 Grafik Kadar emisi NO <sub>x</sub> vs Air Fuel Ratio .....	69
Gambar 4.12 Grafik Kadar emisi HC vs Air Fuel Ratio .....	70



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Data Perolehan Lab

Lampiran 2. Perhitungan



## BAB I PENDAHULUAN

### I.1. LATAR BELAKANG

#### I.1.1 Pengantar Energi Biomassa

Krisis energi merupakan masalah yang dihadapi oleh hampir setiap negara di dunia. Hal ini diakibatkan karena ketergantungan terhadap bahan bakar fosil seperti minyak bumi dan gas alam yang sangat tinggi, sehingga membuat ketersediaan terhadap energi tersebut semakin menipis. Seperti yang telah kita ketahui minyak bumi dan gas alam merupakan energi yang tidak terbarukan. Oleh karena itu, untuk menanggulangi masalah tersebut dilakukan penelitian terhadap beberapa alternatif energi terbarukan, salah satunya adalah energi biomassa.

Energi biomassa merupakan energi yang paling mudah didapat karena berasal dari tumbuh – tumbuhan seperti kayu, limbah (residu) tanaman pertanian (padi, singkong, kedelai, jagung), tanaman perkebunan (kelapa sawit dan tebu), kehutanan (kayu jati), limbah perkotaan dan limbah industri (industri bioetanol, biooil, dan biodiesel), bahkan asap dari pembakaran sampah yang mengandung metana dapat dimanfaatkan sebagai energi biomassa. Dan secara konvensional penggunaannya masih terbatas untuk kayu bakar dan pemanas ruangan.

Perkembangan teknologi dengan menggunakan energi biomassa semakin berkembang. Dan dengan memanfaatkan teknologi tersebut kita dapat membuat nilai tambah bagi energi biomassa tersebut sehingga dapat dijadikan beberapa produk seperti [1] :

- *Biofuel* (bahan bakar minyak nabati), mengubah biomassa menjadi bahan bakar cair, seperti : bioetanol, biodiesel, dll.
- *Biopower* (listrikyang berasal dari biomassa), membakar langsung biomassa sehingga menghasilkan gas, seperti : gasifikasi biomassa.

- *Bioproducts* (produk yang berasal dari biomassa), mengubah biomassa menjadi bahan kimia untuk membuat plastik dan produk lain yang berbahan baku dari minyak bumi.



**Gambar 1.1 Produk Biomassa : a) Briket; b) Bioetanol; c) Kursi Bambu**

Dari beberapa energi alternatif yang ada saat ini, energi biomassa mempunyai keunikan tersendiri dibandingkan energi terbarukan lainnya. Dalam hal ini ada beberapa kelebihan dan kekurangan dari energi biomassa, seperti [2]:

	<b>Kelebihan</b>	<b>Kekurangan</b>
<b>Energi Biomassa</b>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Dapat disimpan dalam jangka lama</li> <li>2. Dapat dimanfaatkan sebagai sumber panas maupun daya (CHP) sehingga efisiensinya tinggi.</li> <li>3. Teknologinya fleksibel, baik untuk skala kecil, sedang, ataupun besar.</li> <li>4. Lebih efisien jika antara sumber energi dan pemanfaatannya berjarak dekat (<i>reduced transportation cost</i>).</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Untuk beberapa teknologi proses masih menghasilkan bau.</li> <li>2. Perlu gas cleaning</li> <li>3. Abu yang dihasilkan cukup tinggi sehingga <i>maintenance</i> peralatan lebih sering dilakukan.</li> <li>4. <i>Sparepart</i> untuk proses gasifikasi, pirolisis, cogeneration masih terbatas.</li> </ol>

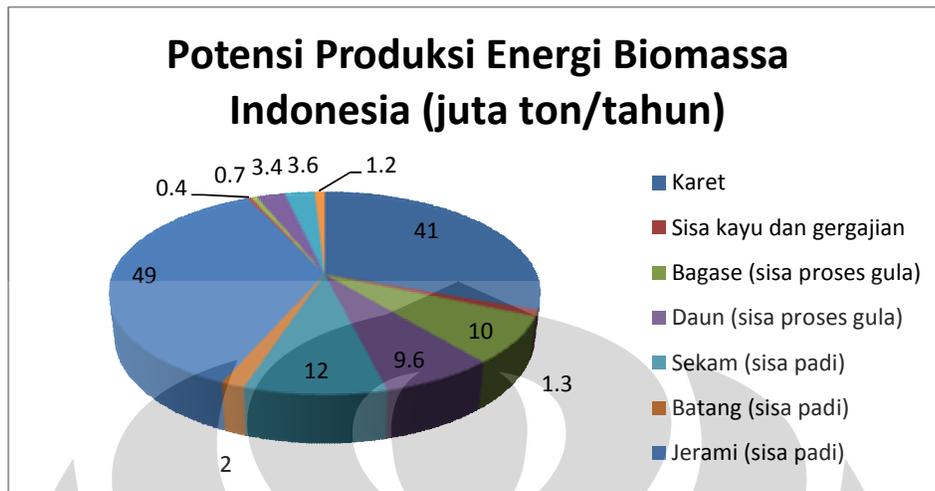
<p><b><i>Energi Terbarukan lainnya</i></b></p>	<p>1. Tergantung lokasi, persediaannya cukup banyak. 2. Pengembangannya lebih ke arah pembangkitan daya.</p>	<p>1. Beberapa sulit disimpan dalam waktu yang lama (Angin, air, matahari) 2. Efisiensinya masih rendah</p>
--	--	---

***Tabel 1.1 Kelebihan dan Kekurangan Energi Biomassa***

### I.1.2 Potensi Biomassa Di Indonesia

Indonesia sebagai negara agraris membuat potensi akan energi biomassa menjadi sangat besar. Hal ini juga didukung dengan kekayaan alam Indonesia yang subur sehingga mendukung perkembangan di dalam beberapa komoditi sektor pertanian, perkebunan, dan kehutanan. Dan tentunya ini akan berimplikasi terhadap banyaknya ketersediaan energi biomassa yang dapat kita olah untuk digunakan sebagai energi alternatif.

Dari potensi biomassa yang bisa dikembangkan di Indonesia sebesar 49,81 giga watt (GW), baru 0,32 GW (0.64 %) yang dimanfaatkan [1]. Salah satu contoh adalah biomassa dari produk samping kelapa sawit yang dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi terbarukan [3]. Limbah cair berupa *Palm Oil Mill Effluent* (POME) setiap tahun sedikitnya mencapai: 32,3 juta ton. POME ini dapat menghasilkan biogas. Potensi produksi biogas yang berbahan baku limbah cair tersebut diperkirakan: 1.075 juta m<sup>3</sup>. Nilai kalor (*heating value*) biogas rata-rata berkisar antara 4700–6000 kkal/m<sup>3</sup> (20–24 MJ/m<sup>3</sup>). **Dengan nilai kalor tersebut, 1.075 juta m<sup>3</sup> biogas akan setara dengan 516.000 ton gas LPG, 559 juta liter solar, 666.5 juta liter minyak tanah, dan 5.052.5 MWh listrik.** Berikut merupakan data potensi energi biomassa yang ada di Indonesia berdasarkan ZREU, CGI 2000.



**Tabel 1.2. Potensi Energi Biomassa Indonesia**

Menurut data dari ZREU, CGI 2000 dengan potensi biomassa yang sangat besar seperti ini maka dapat diperkirakan potensi energi yang dapat dihasilkan dari setiap komponen energi biomassa tersebut dan disertai dengan penyebarannya di berbagai propinsi di Indonesia, sebagai berikut :

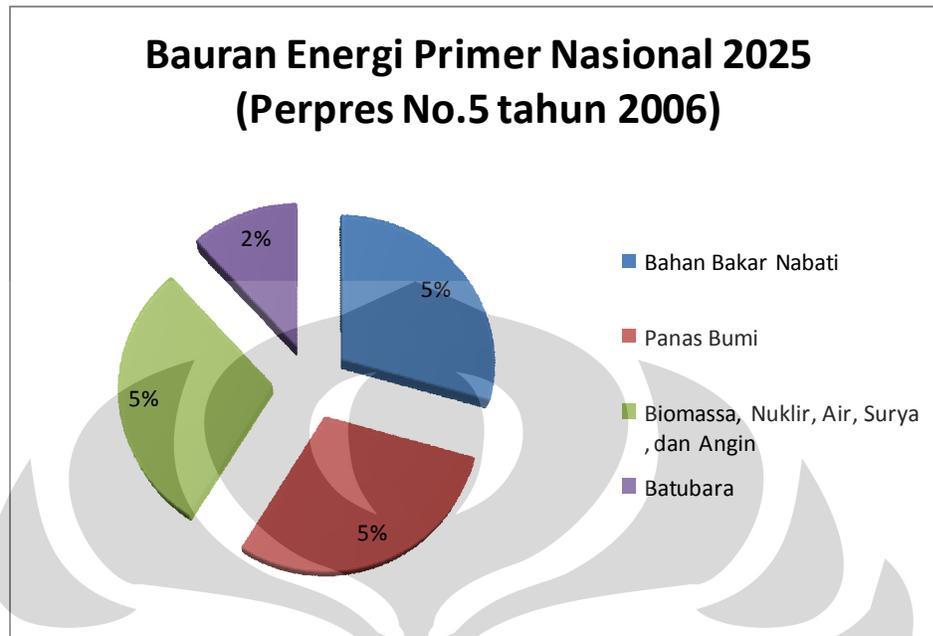
No	Biomassa	Daerah Utama	Potensi Energi (GJ/tahun)	Keterangan
1.	Karet	Sumatera, Kalimantan, Jawa	120	Batang kecil $D < 10$ cm, batang besar dan medium digunakan sebagai kayu bakar dengan harga Rp 20.000-30.000 / $m^3$ .
2.	Sisa kayu dan gergajian	Sumatera, Kalimantan, Jawa	13	Sebagian kecil sudah dimanfaatkan
3.	Sisa proses gula	Sumatera, Kalimantan Selatan, Jawa	78	Bagase umumnya sudah digunakan di pabrik gula dalam bentuk briket untuk tungku boiler

4.	Sisa padi	Sumatera, Kalimantan, Jawa, Bali/Nusa Tenggara, Sulawesi	150	Umumnya dibakar di sawah. Pemanfaatan lain masih terbatas.
5.	Sisa kelapa	Sumatera, Sulawesi, Jawa	7	Pemanfaatan terbatas sebagai kayu bakar dan produksi arang
6.	Sisa Sawit	Sumatera, Kalimantan, Sulawesi, Maluku, Nusa Tenggara, Irian Jaya	67	Sebagian digunakan sebagai sumber energi sebagiannya dibuang percuma.

**Tabel 1.3. Potensi Energi Biomassa Indonesia**

### I.1.3 Kebijakan Pemerintah

Mengacu kepada Perpres No. 5 tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional. Dalam Perpres disebutkan kontribusi EBT dalam bauran energi primer nasional pada tahun 2025 adalah sebesar 17% dengan komposisi Bahan Bakar Nabati sebesar 5%, Panas Bumi 5%, Biomasa, Nuklir, Air, Surya, dan Angin 5%, serta batubara yang dicairkan sebesar 2%. Untuk itu langkah-langkah yang akan diambil Pemerintah adalah menambah kapasitas terpasang Pembangkit Listrik Mikro Hidro menjadi 2,846 MW pada tahun 2025, kapasitas terpasang Biomasa 180 MW pada tahun 2020, kapasitas terpasang angin (PLT Bayu) sebesar 0,97 GW pada tahun 2025, surya 0,87 GW pada tahun 2024, dan nuklir 4,2 GW pada tahun 2024.



***Tabel 1.4. Bauran Energi Primer Nasional 2025***

Total investasi yang diserap pengembangan EBT sampai tahun 2025 diproyeksikan sebesar 13,197 juta USD. Upaya yang dilakukan untuk mengembangkan biomassa adalah mendorong pemanfaatan limbah industri pertanian dan kehutanan sebagai sumber energi secara terintegrasi dengan industrinya, mengintegrasikan pengembangan biomassa dengan kegiatan ekonomi masyarakat, mendorong pabrikan teknologi konversi energi biomassa dan usaha penunjang, dan meningkatkan penelitian dan pengembangan pemanfaatan limbah termasuk sampah kota untuk energi.

Untuk mendukung upaya dan program pengembangan EBT, pemerintah sudah menerbitkan serangkaian kebijakan dan regulasi yang mencakup Peraturan Presiden No. 5/2006 tentang Kebijakan Energi Nasional, Undang-Undang No. 30/2007 tentang Energi, Undang-undang No.15/1985 tentang Ketenagalistrikan, PP No. 10/1989 sebagaimana yang telah diubah dengan PP No. 03/2005 Tentang Perubahan Peraturan Pemerintah No. 10 Tahun 1989 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Tenaga Listrik dan PP No. 26/2006 tentang Penyediaan & Pemanfaatan Tenaga Listrik, Permen ESDM No. 002/2006 tentang Pengusahaan Pembangkit Listrik Tenaga Energi Terbarukan

Skala Menengah, dan Kepmen ESDM No.1122K/30/MEM/2002 tentang Pembangkit Skala Kecil tersebar. Saat ini sedang disusun RPP Energi Baru Terbarukan yang berisi pengaturan kewajiban penyediaan dan pemanfaatan energi baru dan energi terbarukan dan pemberian kemudahan serta insentif.

#### I.1.4 Pemanfaatan Biomassa

Biomassa konsumsi adalah sekitar 35% dari konsumsi energi nasional kapasitas terpasang cogeneration adalah sekitar 302 MW khususnya di industri kelapa sawit, dan industri penggergajian sugarmills. Sekitar 70 unit gasifikasi dengan kapasitas antara 10-200 kW telah dipasang untuk listrik dan pengeringan. Ratusan unit biogas dari kotoran hewan dan kotoran manusia. Ribuan unit kompor yang efisien telah dibuat untuk memasak dalam rumah tangga, industri kecil seperti batu bata dan genteng, kerajinan, dll.

Banyak proyek yang berkaitan dengan pemanfaatan biomassa telah dilaksanakan dan masih terus berlanjut di masa depan. Beberapa dari mereka adalah penyebaran kompor yang efisien melalui pelatihan dan proyek demonstrasi yang dilakukan oleh kantor regional Departemen Energi dan Resources Mineral, dan dibiayai oleh anggaran nasional. Demonstrasi proyek gasifikasi di beberapa lokasi yang dilakukan oleh Lembaga Ilmu Pengetahuan Indonesia, dibiayai oleh lembaga donor internasional. Gasifikasi proyek yang dikerjakan oleh Indonesia Power dengan kapasitas sekitar 18 kW, dibiayai oleh perusahaan. Studi Kelayakan cogeneration biomassa di Kalimantan Timur dengan kapasitas 15-30 MW, dibiayai oleh lembaga donor internasional.

#### I.1.5 Peluang dan Pasar Komersialisasi Energi Biomassa

Dengan kompetensi dan sumber daya alam yang cukup besar, Indonesia bisa menjadi pasar komersialisasi energi biomassa terbesar di Asia. Bahkan hal ini juga didukung peran serta pemerintah untuk meningkatkan pemanfaatan energi tersebut dalam menambah pasokan energi listrik. Kebijakan ini bertujuan untuk pemenuhan dari kalangan industri maupun rumah tangga.

Beberapa isu-isu tentang peluang pengembangan biomassa untuk komersialisasi sudah terdengar sejak isu krisis energi dunia mendera. Isu – isu tersebut diantaranya adalah :

- Kogenerasi (pemanfaatan energi yang bertujuan untuk memaksimalkan efisiensi, ekonomis dan ramah lingkungan) telah komersial
- Sebagian besar industri mempunyai potensi yang tinggi dalam penggunaan minyak sawit, biomassa, gula dan kayu yang belum dimanfaatkan.
- Sebagian besar kogenerasi biomassa sudah tua dan rendah efisiensi. Itu harus diganti dengan peralatan kogenerasi baru dan yang lebih efisien. Kogenerasi biomassa dapat memenuhi kebutuhan listrik di industri biomassa dasar, dan kelebihan tenaga listrik dapat dijual.
- Menggantikan minyak diesel di industri berbasis biomassa.
- Ada sekitar 50 sugarmills dan 100 pabrik kelapa sawit yang tersedia.

Indonesia merupakan pasar yang menarik untuk teknologi biomassa, terutama karena alasan berikut:

- ❖ Biaya rendah residu biomassa dikombinasikan dengan permintaan listrik tinggi.
- ❖ Secara geografis, sulit dan mahal untuk mengembangkan sistem listrik terpusat.
- ❖ Bahan bakar pasokan ke daerah-daerah terpencil sering tidak mungkin karena kondisi cuaca.
- ❖ Biomass residu menimbulkan masalah pembuangan limbah.

## **I.2. PERUMUSAN MASALAH**

Ada beberapa kesulitan yang ada pada setiap melakukan pengujian untuk pengambilan data. Dan berdasarkan literatur yang didapat, kesulitan ini merupakan hal yang harus ditanggulangi untuk mengurangi kesalahan dalam pengambilan data.

1. Kualitas *flame* dari *gas burner* kurang memadai dan bersifat diskontinue akibat suplai gas dari reaktor yang sangat berfluktuasi.
2. Kebocoran gas pada instalasi reaktor.

### I.3. TUJUAN PENELITIAN

Dalam penelitian ini penulis bertujuan untuk mengetahui karakteristik gas burner pada instalasi Combustion Unit Laboratory dengan memakai model P.A. Hilton C-491. Karakteristik gas burner akan ditinjau dari segi *heat balance*. Oleh karena itu, untuk memenuhi tujuan penulisan dan latar belakang yang telah diuraikan sebelumnya maka penulis akan memfokuskan pada beberapa parameter, yaitu :

1. Mendapatkan komposisi gas hasil dari gasifikasi biomassa.
2. Mendapatkan laju alir gas, nilai LHV gas, dan *Equivalence Ratio* (ER)
3. Mendapatkan komposisi emisi gas buang pada setiap hasil pembakaran gasifikasi biomassa dengan laju alir udara sekunder yang berbeda.
4. Temperatur gas buang.
5. Laju aliran pendingin dan perbedaan temperatur
6. Temperatur udara bakar.
7. Tekanan masuk bahan bakar gas.
8. Stabilitas api
9. Efisiensi *Combustion Laboratory Unit*
10. Heat release rate *Combustion Laboratory Unit*

Parameter tersebut diambil dengan asumsi variasi terhadap laju alir udara pada burner (suplai udara sekunder) dengan menggunakan laju alir udara sebesar

### I.4. BATASAN MASALAH

Batasan masalah dalam pengambilan data ini meliputi pengukuran *flowrate* udara sekunder menggunakan digital anemometer yang dikonversikan dengan rpm inverter, pengukuran *flowrate* gas produser dengan *orifice meter*, pengambilan *flowrate* air pada sirkulasi pendingin *Combustion Laboratory Unit* (CUL), pengukuran temperatur air *inlet* dan *outlet*, pengukuran emisi gas buang

serta pengambilan sampel foto untuk visualisasi nyala api pada variasi suplai udara primer dan sekunder.

## I.5. METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi penelitian dalam penulisan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Persiapan
  - 1.1. Identifikasi masalah yang akan dibahas
  - 1.2. Penelusuran literatur yang mendukung dalam analisa masalah.
  - 1.3. Perakitan sistem pengaturan suplai udara pembakaran ke *combustion chamber*
2. Pengujian dan Pengambilan Data
  - 2.1. Pengukuran laju alir udara sekunder menggunakan digital anemometer
  - 2.2. Pengukuran laju alir massa bahan bakar
  - 2.3. Pengukuran laju alir air pada *Combustion Laboratory Unit*
  - 2.4. Pengukuran temperatur air masuk dan keluar dari *Combustion Laboratory Unit*
  - 2.5. Pengukuran *flowrate* gas produser dengan *orifice meter* dan manometer miring
  - 2.6. Pengukuran laju alir gas buang
  - 2.7. Pengukuran dan visualisasi foto dan video dari variasi laju alir udara pembakaran
3. Pengolahan Data dan Grafik
  - 3.1. Perhitungan *flowrate* gas produser dengan prinsip kekekalan massa dengan asumsi aliran *steady flow*
  - 3.2. Perhitungan *flowrate* producer gas dengan hasil dari *orifice meter*
  - 3.3. Perhitungan beberapa variabel *performance* dengan memvariasikan suplai udara sekunder
  - 3.4. Interpretasi grafik perbandingan dari berbagai kondisi dari hasil pengolahan data
4. Analisa dan Kesimpulan

- 4.1. Menganalisa korelasi kondisi pembakaran dengan efisiensi  
*Combustion Laboratory Unit*
- 4.2. Menyimpulkan hasil pengujian, pengukuran, karakteristik gasifikasi, serta hasil analisa

## I.6. SISTEMATIKA PENULISAN

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis akan membagi dalam tujuh bab, yang masing-masing terdiri dari sub bab. Hal tersebut dimaksudkan untuk memudahkan dan mengarahkan pembahasan agar didapatkan informasi secara menyeluruh. Kerangka penulisan tersebut diuraikan sebagai berikut:

### **BAB I PENDAHULUAN**, berisi :

latar belakang masalah, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, metodologi penelitian, dan sistematika penulisan.

### **BAB II DASAR TEORI**, berisi :

pengenalan jenis dan analisa biomassa, teori dasar pembakaran dan nyala api, proses gasifikasi, teori dan tinjauan pustaka *Combustion Laboratory Unit* serta variasi udara sekunder *blower mixing* pada proses pembakaran, dan prinsip kesetimbangan kalor.

### **BAB III PENGUJIAN DAN PENGUKURAN**, berisi :

set-up eksperimen, prosedur eksperimen, instrumentasi pengukuran, metode pengambilan data dari pengujian serta penjabaran data-data eksperimen hasil pengukuran.

### **BAB IV PENGOLAHAN DATA DAN GRAFIK**, berisi :

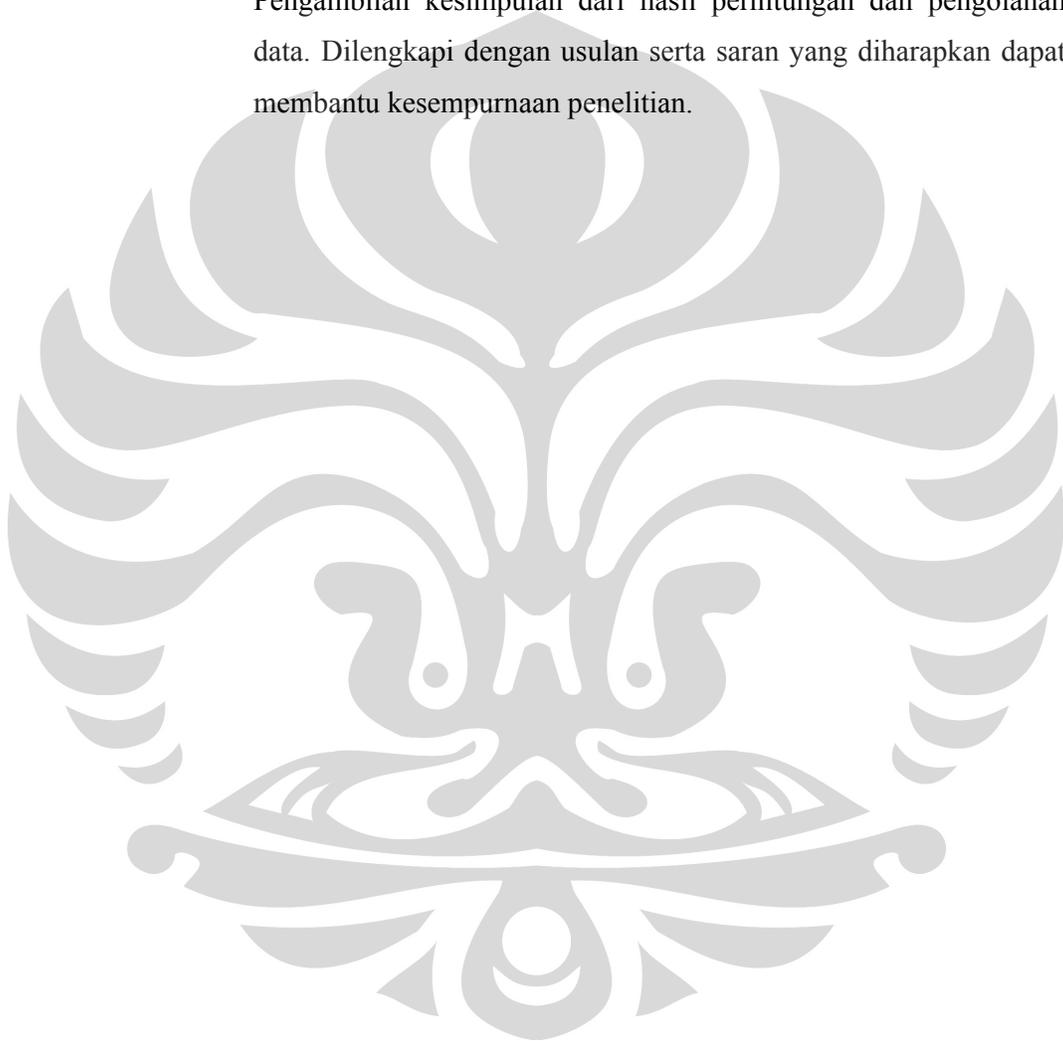
pengolahan data-data yang diperoleh guna memperoleh laju alir produksi gas, nilai kalor produksi gas, rasio udara, laju alir air, temperatur air pendinginan, laju alir gas buang, perhitungan *heat balance* dan mengintegrasikan perhitungan melalui grafik.

### **BAB V ANALISA**, berisi :

analisa variasi laju udara sekunder terhadap kalor yang dapat diserap pada combustion chamber yang telah diintegrasikan dengan sistem gasifikasi secara keseluruhan.

**BAB VI KESIMPULAN DAN SARAN**, berisi :

Pengambilan kesimpulan dari hasil perhitungan dan pengolahan data. Dilengkapi dengan usulan serta saran yang diharapkan dapat membantu kesempurnaan penelitian.



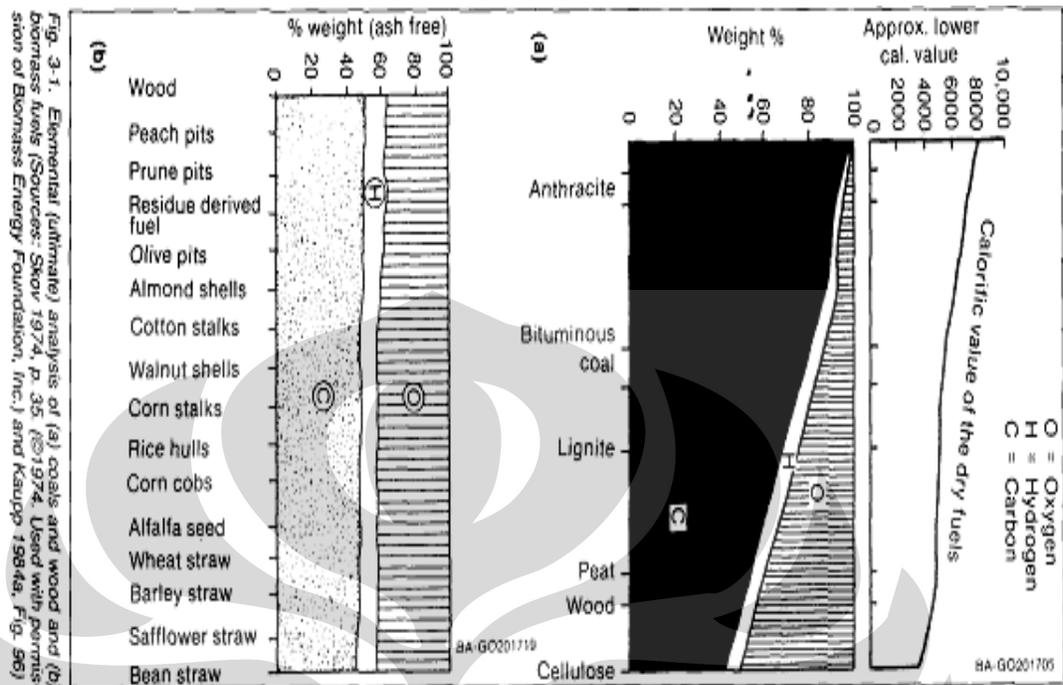
## BAB II

### DASAR TEORI

#### II.1 BAHAN BAKAR BIOMASSA

Bahan bakar biomassa muncul dengan berbagai macam bentuk fisik. Penggunaan kayu dan bahan bakar biomassa lainnya untuk pembangkitan listrik dan panas telah menjadi fokus minat baru di dunia. Biomassa merupakan sesuatu yang mudah didapatkan, murah dan energi yang bisa diperbaharui. Kombinasi antara penggunaan biomassa yang meningkat dan perkembangan teknologi terbaru yang bertujuan untuk efisiensi dan rendah emisi telah menjadikan biomassa menjadi pilihan bahan bakar yang sangat menarik untuk dikaji.

Biomassa bisa terbakar tanpa mengeluarkan sejumlah  $\text{NO}_x$  yang besar. Karena kandungan sulfur dalam biomassa sangat rendah, maka emisi dari  $\text{SO}_2$  juga akan rendah terutama jika dibandingkan dengan pembakaran batubara. Green wood mengandung 50 %air dari beratnya, jadi kandungan didalamnya sangat berpengaruh terhadap kandungan kelembaban. Komposisi kimia dari biomassa lebih stabil daripada batubara (bituminous, anthracite, lignite) seperti yang tergambar pada gambar 2.



**Gambar 2.1 Analisa Ultimat a) batubara dan kayu; b) biomassa (sumber :Skov1974)**

### II.1.1 Analisis Bahan Bakar Biomassa

Sebuah peninjauan untuk penggunaan biomassa sebagai bahan bakar memerlukan pengetahuan dasar untuk mengetahui jenis biomassa, komposisi, karakteristik dan sumber biomassa tersebut. Dalam peninjauan tersebut biasanya dilakukan beberapa analisa terhadap biomassa itu, beberapa analisa yang biasa dilakukan adalah analisa proksimat dan analisa ultimat. Analisa ini telah dikembangkan untuk jenis batubara dan digunakan secara luas untuk laboratorium. Analisa ini telah mendapat tinjauan langsung dari ASTM (American Society for Testing Materials), seperti yang tergambar pada tabel 5.

**Table 3-1. ASTM Standards Methods for Proximate and Ultimate Analysis of Wood Feedstocks**

Method	Test No.
Proximate Analysis	
Moisture	E871
Volatile matter	E872
Ash	D1102
Ultimate Analysis	
C	E777
H	E777
O	E870
N	E778
S	E775
Gross Heating Value	E711

**Tabel 2.1 Standar ASTM untuk Analisa Proksimat dan Ultimat**

Untuk peralatan yang dibutuhkan dalam analisa secara elemen dapat dilihat pada tabel 6. Analisa proksimat relatif mudah dan bisa dilakukan dengan menggunakan oven pengering. Dan untuk analisa ultimat membutuhkan keahlian di bidang kimia.

**Table 3-2. Elemental Analyzer Equipment**

Instrument	Oxidant	Capability	Detection <sup>a</sup>
Carlo Erba 1104	oxygen	C,H,N,O	FID & TC
Chemical Data Systems (CDS 1200)	oxygen	C,H,N,O,S and functional groups	FID & TC
Hewlett-Packard HP-185	MnO <sub>2</sub> added	C,H,N	FID & TC
Perkin Elmer 240	oxygen	C,H,N,O,S	TC

<sup>a</sup>FID—Flame ionization detector  
TC—Thermal conductivity

Source: Reed 1981

**Tabel 2.2 Elemental Analyzer Equipment**

Analisa proksimat mengidentifikasi Kelembaban (M-Moisture), Volatile Matter (VM), Abu (A-Ash), dan Fixed Carbon (FC) bahan bakar, menggunakan ASTM prosedur. Kelembaban dianalisa dari kadar berat pada suhu 110 °C. Volatile matter didapat dari pemanasan yang lambat pada suhu sampai 950 °C dan sampelnya ditimbang lagi. Analisa proksimat untuk

beberapa biomassa dan bahan bakar solid dapat dilihat pada tabel 7. Dalam analisa proksimat biasanya terdapat kadar kelembaban dalam berat basah (moisture content on a wet basis) MCW, dimana

$$MCW = (\text{wet weight} - \text{dry weight})/\text{wet weight}. \quad (3-1)$$

Dan terkadang kadar kelembaban juga dilaporkan dalam bentuk berat kering (moisture content on a dry basis) MCD, dimana

$$MCD = (\text{wet weight} - \text{dry weight})/\text{dry weight}. \quad (3-2)$$

Dan nilai yang satu dapat dikonversi ke nilai yang lain dengan rumus,

$$MCD = MCW/(1 - MCW), \text{ and} \quad (3-3)$$

$$MCW = MCD/(1 + MCD). \quad (3-4)$$

Kadar abu pada biomassa lebih rendah daripada batubara, tetapi beberapa bentuk lain mempunyai kadar abu yang tinggi seperti yang terlihat pada tabel 7. Dengan kadar abu yang tinggi dapat menimbulkan *slagging* (abu yang meleleh). Hal ini dapat menyebabkan masalah pada beberapa gasifier (tungku). Metode ASTM yang standar dapat mengukur temperatur *slagging* untuk abu.

Kadar total abu pada biomassa dan komposisi kimia dari abu merupakan informasi yang penting. Komposisi kimia dari abu menentukan perilaku di bawah temperatur pembakaran dan gasifikasi. Seperti contohnya abu yang meleleh dapat menyebabkan masalah pada reaktor gasifikasi dan pembakaran. Masalah ini bervariasi dari kebuntuan dalam reduksi abu yang disebabkan oleh *slagging* sampai pada masalah operasi yang berat pada sistem fluidisasi.

**Table 3-3. Proximate Analysis Data for Selected Solid Fuels and Biomass Materials (Dry Basis, Weight Percent)**

	Volatile Matter (VM)	Fixed Carbon (FC)	Ash	Reference
<b>Coals</b>				
Pittsburgh seam coal	33.9	55.8	10.3	(1)
Wyoming Elkol coal	44.4	51.4	4.2	(1)
Lignite	43.0	46.6	10.4	(1)
<b>Oven Dry Woods</b>				
Western hemlock	84.8	15.0	0.2	(2)
Douglas fir	86.2	13.7	0.1	(2)
White fir	84.4	13.1	0.5	(2)
Ponderosa pine	87.0	12.8	0.2	(2)
Redwood	83.5	16.1	0.4	(2)
Cedar	77.0	21.0	2.0	(2)
<b>Oven Dry Barks</b>				
Western hemlock	74.3	24.0	1.7	(2)
Douglas fir	70.6	27.2	2.2	(2)
White fir	73.4	24.0	2.6	(2)
Ponderosa pine	73.4	25.9	0.7	(2)
Redwood	71.3	27.9	0.8	(2)
Cedar	86.7	13.1	0.2	(2)
<b>Mill Woodwaste Samples</b>				
-4 mesh redwood shavings	76.2	23.5	0.3	(3)
-4 mesh Alabama oakchips	74.7	21.9	3.3	(3)
<b>Municipal Refuse and Major Components</b>				
National average waste	65.9	9.1	25.0	(4)
Newspaper (9.4% of average waste)	86.3	12.2	1.5	(4)
Paper boxes (23.4%)	81.7	12.9	5.4	(4)
Magazine paper (6.8%)	69.2	7.3	23.4	(4)
Brown paper (5.6%)	89.1	9.8	1.1	(4)
<b>Pyrolysis Chars</b>				
Redwood (790° to 1020°F)	30.0	67.7	2.3	(2)
Redwood (800° to 1725°F)	23.9	72.0	4.1	(2)
Oak (820° to 1135°F)	25.8	59.3	14.9	(2)
Oak (1060°F)	27.1	55.6	17.3	(2)

(1) Bituminous Coal Research, Inc. 1974. *Gas Generator Research and Development, Phase II. Process and Equipment Development*. OCR-20-F; PB-235530/3GI.

(2) Howlett, K. and Gamache, A. 1977. *Forest and Mill Residues as Potential Sources of Biomass*. Vol. VI. Final Report. McLean, VA; The Mitre Corporation/Metrek Division; ERDA Contract No. E (49-18) 2081; MTR 7347.

(3) Boley, C. C. and Landers, W. S. 1969. *Entrainment Drying and Carbonization of Wood Waste*. Washington, D.C.; Bureau of Mines; Report of Investigations 7282.

(4) Klass, D. L. and Ghosh, S. 1973. "Fuel from Organic Wastes." *Chemical Technology*, p. 689.

Source: Reed 1981

### **Tabel 2.3 Data Analisa Proksimat**

Kadar kelembaban untuk beberapa jenis biomassa dapat dilihat pada tabel 8. Dan efek kadar kelembaban terhadap panas tahanan dan efisiensi pembakaran dapat dilihat pada tabel 9. Panas yang dapat tertahan turun drastis dengan meningkatnya kelembaban karena panas penguapan air tidak terikat dengan normal selama proses pembakaran. Karena biomassa berbeda propertisnya dari hari ke hari dan berat ke berat maka disarankan untuk melakukan analisa terhadap berat kering (dry basis). Lebih mudah memperkirakan propertis yang lainnya dari kondisi ini.

**Table 3-4. Approximate Moisture Contents of Typical Biomass Fuels**

Biomass Fuel	Moisture Content		Reference
	(wt % Wet Basis)	(wt % Dry Basis)	
Woody biomass, green	40-60	67-150	(1)
Woody biomass, dried	15	17	(1)
Straws	15	17	(1)
Stalks, cobs, hulls	15	17	(1)
Bagasse	70	230	(1)
Municipal refuse	35	55	(2)
Peat	90	900	(1)
Air dry feedlot waste	11	12	(2)

(1) Miles 1982

(2) Reed 1981

*Tabel 2.4 Perkiraan kadar kelembaban biomassa*

**Table 3-5. Effect of Moisture Content on Heat Recovery and Combustion Efficiency<sup>a</sup>**

Moisture (wt %)		Recoverable Heat <sup>b</sup> (Btu/lb)	Combustion Efficiency (%)
Dry Basis	Wet Basis		
0.00	0.00	7097	82.5
4.76	4.54	7036	81.8
9.09	8.33	6975	81.1
13.04	11.54	6912	80.4
16.67	14.29	6853	79.7
20.00	16.67	6791	78.9
23.08	18.75	6730	78.3
28.57	22.22	6604	76.8
33.33	25.00	6482	75.4
42.86	30.00	6178	71.8
50.00	33.33	5868	68.2
60.00	37.50	5252	61.1
66.67	40.00	4639	53.9
71.43	41.67	4019	46.7

<sup>a</sup>From Bliss, C. and Black, D. O. 1977. *Silvicultural Biomass Farms, Vol. 5, Conversion Processes and Costs*. McLean, VA: Mitre Corporation; ERDA Contract No. EX-76-C-01-2081.

<sup>b</sup>Theoretical values based on a maximum heating value of 8600 Btu/lb, an initial wood temperature of 62°F, a flue gas temperature of 450°F, an initial air temperature of 62°F and 50% excess air.

Source: Reed 1981

*Tabel 2.5 Efek kadar kelembaban terhadap efisiensi pembakaran dan panas pemulihan*

Nilai kalor atas (HHV-High Heating Value) didapat dari reaksi oksigen dengan bahan bakar pada kalorimeter bom, dan pengukuran *heat release* pada

suatu kuantitas air. Heat release pada prosedu ini mengindikasikan sejumlah energi maksimum yang dapat diambil dari pembakaran bahan bakar, dan merupakan nilai yang sangat penting dalam kalkulasi efisiensi gasifikasi. HHV diukur pada tes ini karena dapat diukur dari air yang ada. Dan untuk nilai kalor bawah (LHV-Low Heating Value) mengindikasikan energi yang dihasilkan dan nilainya dapat dihitung dari HHV.

Panas pembakaran dapat dihitung melalui komposisi biomassa dan dapat dihitung dengan hubungan

$$\text{HHV} = [34.1 \text{ C} + 132.2 \text{ H} + 6.8 \text{ S} - 1.53 \text{ A} - 12.0 (\text{O} + \text{N})] \text{ kJ/g} \quad (3-5)$$

$$\text{HHV} = [146.6 \text{ C} + 568.8 \text{ H} + 29.4 \text{ S} - 6.6 \text{ A} - 51.5 (\text{O} + \text{N})] \times 10^2 \text{ Btu/lb} \quad (3-6)$$

dimana C, H, O, S, N, dan A dalam persen berat (% weight) dari karbon, hidrogen, oksigen, sulfur, nitrogen dan abu pada bahan bakar. Kalkulasi tersebut menurut riset menggunakan absolut eror 2,1 % untuk sebagian besar material biomassa (Reed, 1981).

### II.1.2 Parameter Bahan Bakar Lain

Beberapa parameter yang telah dijelaskan sebelumnya digambarkan pada kertas dan akan digunakan untuk penggunaan dalam skala industri. Namun ada beberapa parameter yang diperlukan untuk berlangsungnya proses gasifikasi. Dalam sesi ini akan dijelaskan mengenai efek parameter yang lain terhadap gasifikasi biomassa. Parameter ini juga bisa digunakan untuk mendesain gasifier.

#### a) Ukuran dan bentuk bahan bakar

Parameter ukuran dan bentuk bahan bakar digunakan untuk menentukan distribusi dan pergerakan bahan bakar saat berada di dalam reaktor. Setelah pengujian tersebut, akan diambil kesimpulan untuk menentukan metode yang dipakai saat mensuplai bahan bakar. Metode

yang biasa digunakan adalah secara gravitasi (dengan tanpa ada bantuan eksternal) dan bisa juga dengan bantuan eksternal seperti : mengaduk – aduk dan menggoncang – goncangkan.

Gasifier seringkali mempunyai kesulitan dalam penyaluran bahan bakar. Ukuran dan ukuran distribusi bahan bakar menentukan ketebalan dari zona gasifikasi, pressure drop pada bed, dan minimum dan maksimum beban untuk operasi yang optimal. Bentuk dan ukuran bahan bakar yang seragam mengatasi permasalahan tersebut.

b) Kadar abu biomassa dan efeknya

Bahan bakar dengan kandungan abu yang tinggi membutuhkan perhatian yang lebih besar pada desain grate, keluaran gas, dan pereduksian char-ash. Perilaku slagging dari berbagai jenis residu dan kayu dapat ditampilkan pada tabel berikut.

**Table 3-10. Slagging Behavior of Crop Residues and Wood**

Slagging Fuels	% Ash	Degree of Slagging	Non-Slagging Fuels	% Ash
Barley straw mix	10.3	Severe	Cubed alfalfa seed straw	6.0
Bean straw	10.2	Severe	Almond shell	4.8
Corn stalks	6.4	Moderate	Corn cobs	1.5
Cotton gin trash	17.6	Severe	Olive pits	3.2
Cubed cotton stalks	17.2	Severe	Peach pits	0.9
RDF pellets	10.4	Severe	Prune pits	0.5
Pelleted rice hulls	14.9	Severe	Walnut shell (cracked)	1.1
Safflower straw	6.0	Minor	Douglas Fir wood blocks	0.2
1/4" pelleted walnut shell mix	5.8	Moderate	Municipal tree prunings	3.0
Wheat straw and corn stalks	7.4	Severe	Hogged wood manufacturing residue	0.3
			Whole log wood chips	0.1

Source: Kaupp 1984a

**Tabel 2.6 Perilaku slagging**

c) Kadar kelembaban biomassa

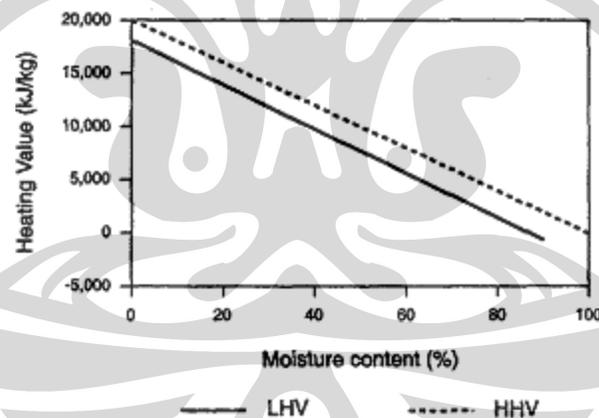
Kadar kelembaban pada bahan bakar menentukan operasi pada gasifier dan kualitas dari produk gas yang dihasilkan.

d) Nilai kalor bahan bakar.

Nilai kalor pada bahan bakar merupakan indikasi dari energi yang terikat secara kimiawi pada bahan bakar dengan mengacu pada lingkungan terstandarisasi. Standart tersebut meliputi temperatur, fase air (likuid atau uap) dan produk pembakaran. Standart ini telah ada di literatur pada pengukuran nilai kalor.

Energi yang tersimpan dalam bahan bakar direpresentasikan dengan nilai kalor yang tersimpan dalam bahan bakar (J) dibagi dengan jumlah massa (kg). Energi tersebut tidak bisa diukur secara langsung tetapi dengan sebuah referensi. Biasanya energi tersebut dikenal dengan istilah Lower Heating Value (LHV) dan Higher Heating Value (HHV). LHV menggunakan referensi pada saat air berwujud gas dan HHV menggunakan referensi pada saat air berwujud likuid.

**Figure 2.2: Calorific Value of Biomass (Lower and Higher Heating Value) as a Function of Moisture Content**



Note: LHV=Lower heating value; HHV=higher heating value.  
Source: BTG (1995).

**Gambar 2.2 Nilai Kalor Biomassa vs Kadar Kelembaban**

Biomassa selalu mengandung sejumlah air, dimana akan dilepaskan melalui uap saat pemanasan berlangsung. Hal ini mengindikasikan bahwa pada saat proses panas berlangsung pada proses kimia, energinya akan sebagian terserap pada proses evaporasi. Oleh

karena itu, LHV akan menurun pada saat kadar kelembaban pada suatu bahan bakar meningkat seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.

Pada saat kadar kelembaban mendekati 87% (wet basis) LHV akan menjadi nol. Dalam prakteknya, kondisi maksimum kadar kelembaban adalah sebesar 55% (wet basis) untuk memantik bahan bakar dan menghasilkan energi dari proses tersebut.

e) Bulk Density (Densitas jenuh)

Densitas jenuh mengacu pada berat massa per unit volum. Untuk biomassa biasanya ditandai dengan berat-kering (dry-weight basis) – kadar kelembaban; 0 persen. Sama seperti dengan kadar kelembaban, densitas biomassa memperlihatkan ekstrim variasi, dari yang rendah 150 sampai 200 kg/m<sup>3</sup> dan untuk yang tinggi dari 600 – 900 kg/m<sup>3</sup> untuk kayu yang padat. Bersama dengan nilai kalor dan densitas mengidentifikasikan densitas energi – potensial energi per unit volum biomassa.

f) Kadar Nitrogen

Nitrogen Oksida (NO dan NO<sub>2</sub>, secara kolektif dapat NO<sub>x</sub>) juga berkontribusi dalam formasi hujan asam. Ada dua jenis NO<sub>x</sub> yang dihasilkan pada saat pembakaran, yaitu : Pembentukan termal NO<sub>x</sub> yang dihasilkan pada temperatur diatas 950 °C dari nitrogen yang terkandung dalam udara pembakaran dan pembentukan NO<sub>x</sub> bahan bakar terjadi pada saat temperatur yang lebih rendah dari nitrogen yang terkandung pada bahan bakar.

### II.1.3 Benefisisasi (Pencucian) Biomassa

Bahan bakar kecil ( seperti chips, end mills, dan tongkol jagung) dapat langsung digunakan di fixed-bed gasifier tanpa ada pereduksian ukuran. Jika bahan bakar yang besar atau tebal (seperti cabang pohon, jerami dan lainnya)

diperlukan pemotongan dan pemadatan (densifikasi) sebelum digunakan dalam kebanyakan gasifier.

a) Densifikasi (pemadatan) Biomassa

Bahan bakar biomassa mempunyai bentuk dan ukuran yang tidak sama, kebanyakan dari ukuran tersebut tidak sesuai untuk gasifikasi fixed-bed (seperti serbuk gergaji, serbuk kayu, jerami dan sekam). Untuk residu dari biomassa dapat digunakan pada fixed-bed gasifikasi jika sebelumnya dipadatkan membentuk pellet atau kubus dengan peralatan yang tersedia.

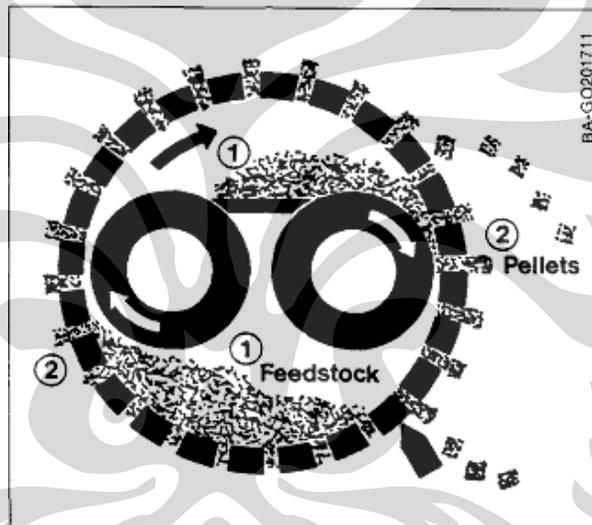


Fig. 3-4. Pelleting process (Source: Reed 1978b)

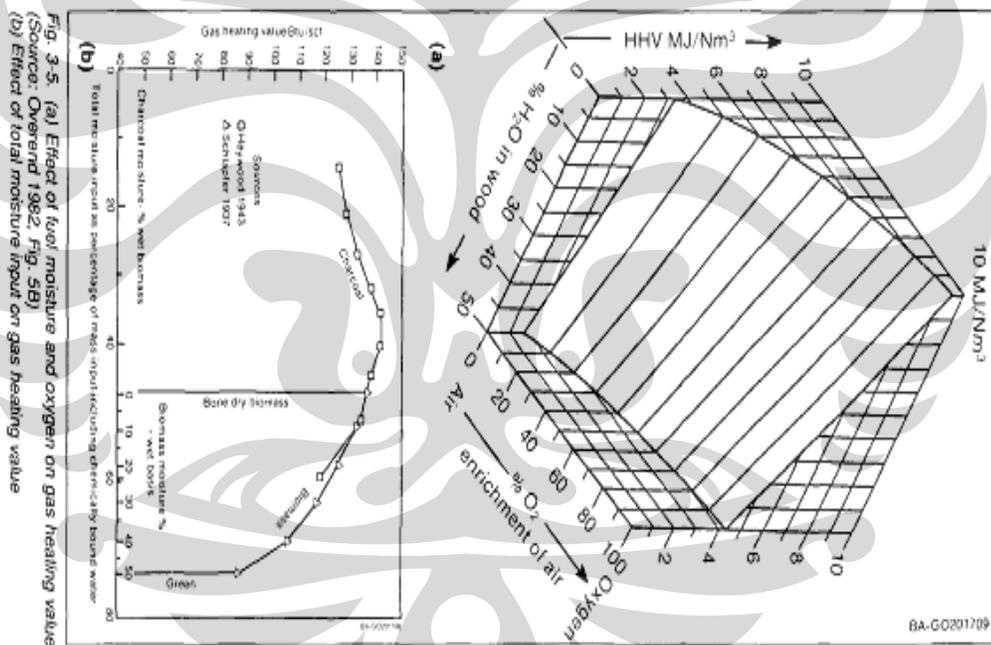
**Gambar 2.3 Proses Pellet**

Densifikasi mengkonsumsi hanya 1% sampai 2% energi yang terkandung dalam biomassa, untuk beberapa jenis residu, pengeringan juga memerlukan tambahan energi, tetapi pengeringan secara simultan dapat menaikkan nilai bahan bakar biomassa. Untuk beberapa bentuk biomassa dengan kadar abu yang tinggi, sulit untuk dipadatkan karena akan menyebabkan nilai pakai cetakan akan berlebih. Dan juga densifikasi merupakan pengeluaran tambahan sehingga prosesnya

tergantung dari perbandingan biaya final bahan bakar dengan biaya bahan bakar alternatif lain (atau bisa juga dengan gasifier yang lain).

#### b) Pengeringan Biomassa

Kadar kelembaban pada dari bahan bakar biomassa berpengaruh terhadap kualitas gas yang dihasilkan. Air membutuhkan 2300 kJ/kg (1000 Btu/lb) untuk menguap dan 1500 kJ/kg untuk menaikkan temperatur menjadi 700 °C. selama pirolisis/gasifikasi. Kelembaban bahan bakar mengurangi kualitas gas seperti yang ditampilkan pada gambar 5. Pada gambar ini juga didapat kesimpulan bahwa kelembaban bahan bakar mereduksi aliran dari gasifier dan menaikkan produksi tar.



**Gambar 2.4** Efek kelembaban terhadap nilai kalor gas

#### II.1.4 Emisi Biomassa

Kadar sulfur dari biomassa biasanya lebih rendah jika dibandingkan dengan bahan bakar fosil lainnya. Karena sulfur oksida bersifat korosif maka akan berpengaruh terhadap masa pakai mesin. Dengan tidak adanya sulfur pada bahan

bakar biomassa akan membuat masa pakai mesin menjadi lebih lama dibandingkan dengan bahan bakar fosil.

Kadar nitrogen tergantung dari jenis biomassa yang digunakan dan cara memanennya. Kayu, batang kering, sekam dan tongkol mempunyai kadar nitrogen yang kecil sedangkan daun, biji dan kulitnya mempunyai kadar nitrogen yang tinggi. Temperatur pembakaran dan gasifikasi juga mempengaruhi terjadinya penurunan nitrogen.

## II.2 PRINSIP DASAR GASIFIKASI BIOMASSA

### II.2.1 Pengantar

Pembakaran merupakan cara yang dapat langsung digunakan untuk mengkonversi biomassa menjadi energi yang berguna. Ignisi dari biomassa memerlukan temperatur yang tinggi (minimal 550 °C; TNO 1992) dan proses yang tersulit dalam pembakaran adalah pada saat memulainya. Pada faktanya sulit untuk mematikan proses pembakaran sebelum pembakaran sempurna terjadi pada material tersebut.

Pembakaran merupakan proses yang kompleks jika dilihat dari segi teknologi. Laju reaksi yang tinggi, panas yang tinggi dan reaktan serta reaksinya ikut terlibat di dalamnya. Penelitian fundamental yang akan dilakukan membutuhkan pengetahuan tentang reaksi kimia yang terjadi pada saat proses pembakaran berlangsung. Dan aplikasi yang ada saat ini telah mengarah kepada teknologi yang ramah lingkungan dan efisiensi yang tinggi.

### II.2.2 Proses Konversi Termal Biomassa

Proses konversi termal biomassa meliputi :

- Pyrolisis : Biomassa + Panas → minyak, gas, arang
- Gasifikasi : Biomassa + Oksigen yang dibatasi → Bahan bakar gas
- Pembakaran : Biomassa + Stoikiometri oksigen → Produk pembakaran

Pada proses konversi termal biomassa terdapat beberapa tahap pembakaran pada gasifier, tahapan ini menggambarkan secara tidak langsung proses dari pembakaran yang berlangsung pada gasifier. Penentuan tahapan ini berdasarkan dengan jenis dan karakteristik gasifier. Tahapan pembakaran tersebut terdiri dari:

- *Drying (pengeringan)*

Dalam fase ini melibatkan evaporasi terhadap kandungan air

- *Pyrolysis and reduction (pirolisis dan reduksi)*

Tahap ini merupakan proses termal dari perubahan bahan bakar menjadi volatile gas.

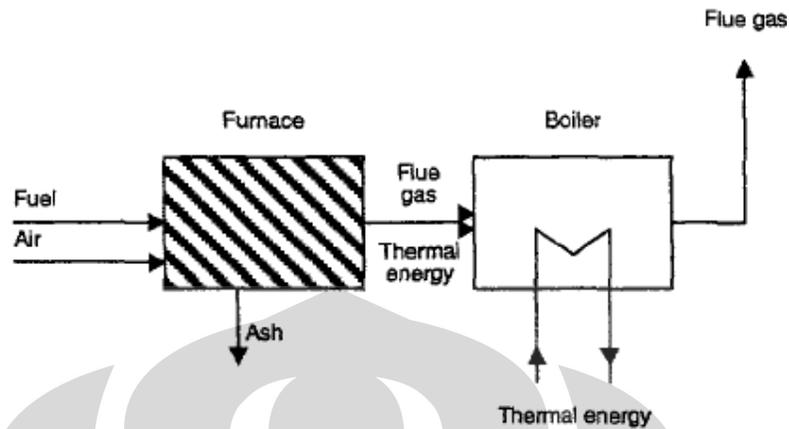
- *Pembakaran gas volatile diatas fuel bed*

Volatile gas diproduksi pada tahap pirolisis dan reduksi pembakaran dibawah fuel bed mengindikasikan api yang kuning.

- *Pembakaran arang di fuel bed.*

Arang yang padat terbakar di atas grate, dan terbakar dengan menghasilkan api biru yang kecil atau bara api pada arang tersebut.

Dalam proses pembakaran biomassa terdapat transfer panas yang terjadi pada *gasifier (furnace)* dengan lingkungan sekitar. Setelah melakukan proses pembakaran dalam *gasifier (furnace)* biasanya dalam aplikasi sederhana, gas producer yang dihasilkan pada furnace akan melalui *heat exchanger* dimana gas producer tersebut dibakar kemudian panasnya ditransfer melalui medium pendingin seperti air, uap, atau udara) seperti pada gambar 6 berikut.



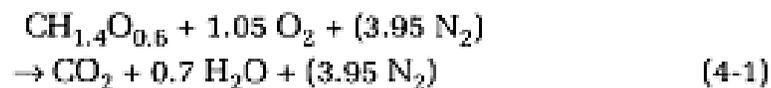
**Gambar 2.5 Skema proses pembakaran biomassa**

#### II.2.2.1 Pirolisis Biomassa

Pirolisis merupakan proses hancurnya (lisis) material oleh panas (piro). Ini merupakan tahap awal dalam gasifikasi biomassa. Ketika biomassa diberikan panas pada suhu 350 °C (pirolisis) akan membentuk beberapa produk pembakaran, yaitu : arang, gas (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>), dan uap tar. Uap tar merupakan gas pada saat temperatur pirolisis dan akan terkondensasi saat terjadi pendinginan sehingga membentuk tar droplet.

#### II.2.2.2 Proses Pembakaran Biomassa

Pembakaran biomassa lebih kompleks daripada pirolisis atau gasifikasi karena terlebih dahulu biomassa harus terpirolisis dahulu dan kemudian terbakar sebagian sebelum menuju proses pembakaran sempurna. Proses pembakaran biomassa pada umumnya dapat direpresentasikan sebagai berikut :



Dimana CH<sub>1,4</sub>O<sub>0,6</sub> merupakan formula yang biasa digunakan untuk biomassa. Nitrogen ada pada persamaan tersebut karena merupakan inert

gas dari udara dan tidak mengambil bagian dalam reaksi. Jika menggunakan oksigen, maka nitrogen tersebut diabaikan.

**Table 4-1. Thermal Properties of Typical Biomass**

Typical dry biomass formula: (moisture- and ash-free [MAF] basis) $CH_{1.4}O_{0.6}$			
	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>O</b>
Composition (weight %)	52.2	4.3	41.7
Composition (mole %)	33.3	46.7	20.0
High Heating Value <sup>a</sup>	20.9 kJ/g (8990 Btu/lb)		
Low Heating Value	20.4 kJ/g (8770 Btu/lb)		

<sup>a</sup>The high heating value (HHV) is the value that is usually measured in the laboratory and would be obtained during combustion if liquid water was allowed to condense out as a liquid. The low heating value (LHV) is obtained when water is produced as a vapor. The high heating value of typical biomass fuels will be decreased in proportion to the water and ash content, according to the relation:

$$LHV(\text{Net}) = HHV(\text{MAF}) \cdot (1 - M - A)$$

where M is the fraction of moisture (wet basis), A is the fraction of ash, and MAF designates the moisture- and ash-free basis. The air/biomass ratio required for total combustion is 6.27 kg/kg (lb/lb).

The LHV can be related to the HHV and an analysis of the combustion products as:

$$HHV = LHV + F_m h_w$$

where  $F_m$  is the weight fraction of moisture produced in the combustion gases, and  $h_w$  is the heat of vaporization of water, 2283 J/g (980 Btu/lb).

Source: Modified from data in Reed 1981.

**Tabel 2.6 Termal Properti dari salah satu Biomassa**

Proses pembakaran ini menghasilkan 20,9 kJ/gr. Untuk sebagian besar peralatan pembakaran, air akan menguap ke dalam atmosfer dengan berbentuk gas. Dalam kasus ini, low heating value (LHV) sebesar 20,4 kJ/gr, merupakan panas maksimum yang dapat dihasilkan dari proses ini. Perbedaan antara LHV dan HHV untuk bahan bakar kayu kering adalah kecil tetapi meningkat secara acak dengan kadar kelembaban dalam kayu tersebut.

### II.2.2.3 Termodinamika Gasifikasi

Pada temperatur yang tinggi pada saat gasifikasi (700°C - 1000°C) hanya beberapa komponen elemen saja dari biomassa yang stabil pada saat itu, yaitu karbon, hidrogen dan oksigen. Dan komponen pembakaran ini adalah C, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>O. Adibatik temperatur dari

biomassa akan tergambar pada gambar 7 (a). Adibatik temperatur ini menggambarkan temepatur yang dicapai pada saat biomassa mencapai ekuilibrium dengan sejumlah udara atau oksigen.

Oksigen yang digunakan dalam proses gasifikasi mengidentifikasi besar temperatur dan hasil dari produk tersebut. Besaran oksigen yang digunakan untuk mencapai ekuilibrium ditandai dengan ekuivalensi rasio ( $\Phi$ ) – oksigen yang dibutuhkan untuk pembakaran sempurna. Pemakaian oksigen yang terlalu rendah atau hampir tidak ada mengindikasikan proses pirolisis telah berlangsung. Dengan  $\Phi$  sebesar 0.25 merupakan zona gasifikasi dan zona pembakaran ditandai dengan  $\Phi \geq 1$ .

Komposisi dari gas producer ada pada gambar 7 (b). Energi yang tersimpan di akar, dan konversi dari solid ke gas tergambar pada gambar 7(c). Dan low heating value dari gas tergambar pada gambar 7(d). dari semua figur ini dapat terlihat bahwa saat ekuivalensi rasio,  $\Phi$  sekitar 0.25 semua arang akan berubah ke dalam bentuk gas, dan fraksi energi dari kayu yang terkonversi ke gas mencapai maksimum. Jika oksigennya kurang maka ada arang yang tidakterkonversi ke gas, dan jika oksigennya berlebih maka temperatur akan meningkat tajam seperti pada gambar 7 (a). Oleh karena itu, sangat disarankan untuk melakukan operasi pada ekuivalensi rasio mendekati 0.25.

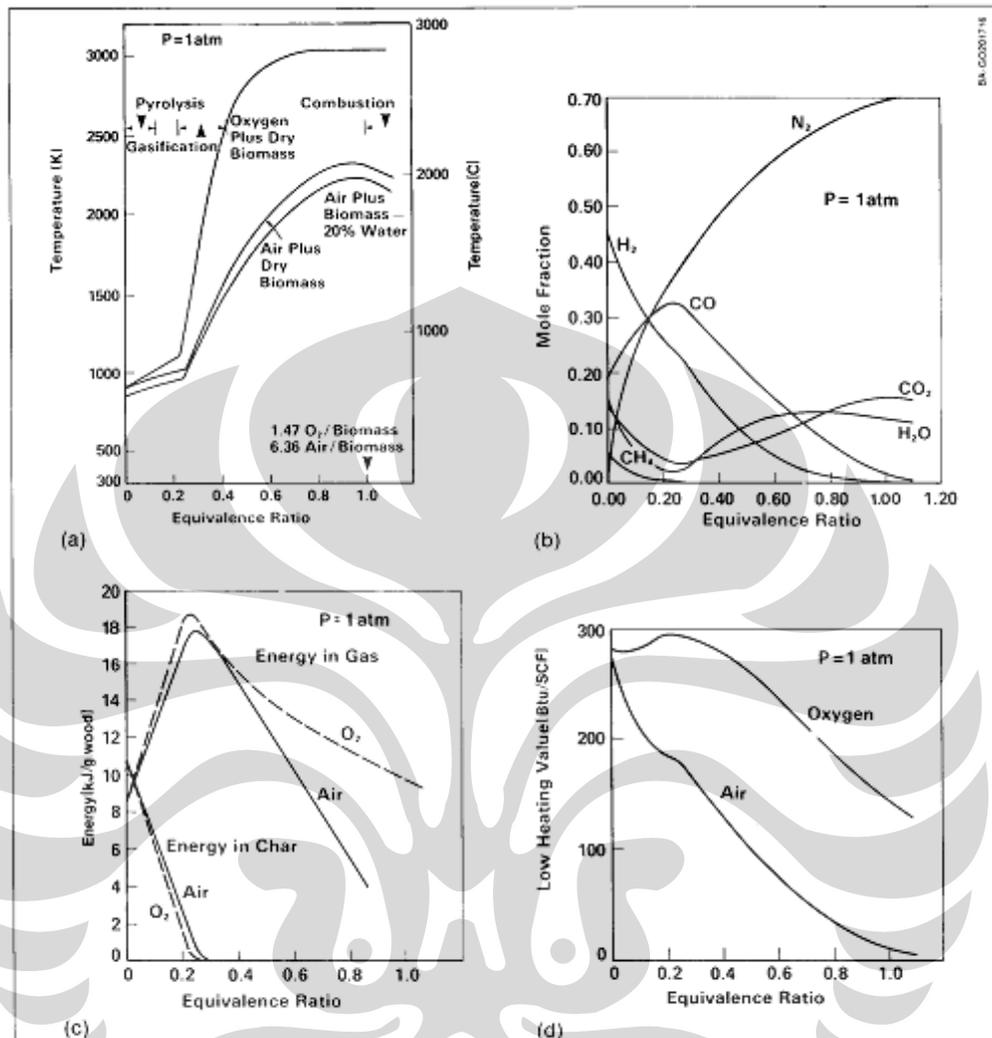


Fig. 4-4. (a) Abiatic reaction temperature for biomass of atomic composition  $CH_{1.4}O_{0.5}$  reacting with oxygen and air, plotted against the equivalence ratio,  $\phi$ , the ratio of oxygen to that required for complete combustion. (b) Equilibrium gas composition for reaction with air. (c) Energy in solid and gas. (d) Energy per volume of gas. (Source: Reed 1981, Figs. S-2 - S-5).

### Gambar 2.6 Termodinamika Gasifikasi Biomassa

#### II.2.3 Proses Gasifikasi Langsung dan Tak Langsung

##### II.2.3.1 Gasifikasi Tidak Langsung (Pirolitik)

Menurut penjelasan yang telah dijabarkan sebelumnya, gas dari kayu bakar tidak stabil saat temperatur dibawah 600 °C dan akan memecah pada suhu 700 °C – 800 °C menjadi gas hidrokarbon (seperti metana, etana, dan etilene), H<sub>2</sub>, CO, dan CO<sub>2</sub>. Dan mengandung 1% -

5% tar sejenis fenol dan aromatik polinuklir seperti yang terdapat pada tar batubara (Antal 1979; Diebold 1984; Diebold 1985).

Gasifikasi pirolitik terjadi jika sejumlah bahan bakar terbakar pada sebuah wadah eksternal dengan udara dan panas yang dihasilkan dari proses tersebut digunakan kembali untuk membantu energi dalam proses pirolisis biomassa. Keuntungan dari proses ini adalah proses pembakaran yang terjadi tidak menggunakan oksigen dalam pembakarannya. Peningkatan energi diperlukan jika menggunakan aliran pipa yang panjang. Dan kerugian dalam proses ini adalah kandungan tar yang diproduksi dan transfer panas secara tidak langsung sehingga menyulitkan dalam instalasi apparatus dan prosesnya.

#### II.2.3.2 Gasifikasi Langsung

Pirolisis dan gasifikasi merupakan proses endotermik, sehingga diperlukan energi panas untuk tercapainya proses tersebut. Dalam faktanya, untuk mencapai pirolisis dan hasil produk pembakaran pada suhu 600 °C memerlukan energi sebesar 1,6 – 2,2 kJ/gr yang merupakan 6% - 10% energi panas yang dihasilkan dari pembakaran biomassa kering (Reed 1984).

Kelebihan dari gasifikasi langsung adalah proses satu tingkat yang lebih mudah dan transfer panas dari gas ke biomassa secara langsung sangat efisien. Jika udara digunakan untuk pembakaran maka nitrogen dari atmosfer akan berdilusi dengan producer gas sehingga mempunyai heating value sebesar 5800 – 7700 kJ/Nm<sup>3</sup>. Dan apabila oksigen yang digunakan untuk gasifikasi maka producer gas akan menghasilkan 11500 kJ/Nm<sup>3</sup> (Reed 1982).

### II.3 SISTEM GASIFIKASI

#### II.3.1 Gasifier (Tungku)

Sebesar 80% dari pirolisis biomassa membentuk volatil organik molekul (Diebold 1985), prinsip dasar dalam gasifikasi biomassa adalah merubah

volatil tersebut menjadi gas permanen. Dan jenis fixed-bed gasifier (reaktor) yang cocok untuk tugas tersebut adalah jenis updraft dan downdraft gasifiers. Updraft gasifier memproduksi 5 – 20% volatil tar-oil sehingga gasifier ini tidak cocok untuk penggunaan mesin bakar. Dan downdraft gasifier memproduksi sebesar 1 % tar-oil sehingga cocok untuk penggunaan mesin bakar. Selanjutnya kami hanya akan membahas mengenai downdraft gasifier karena kami menggunakan gasifier tersebut dalam penelitian kami.

Downdraft gasifier dirancang untuk membatasi kandungan minyak dan tar yang terbawa bersama gas produser. Pada downdraft gasifier, udara dimasukkan ke dalam aliran bahan bakar padat (packed bed) pada atau di atas zona oksidasi. Aliran udara ini searah (co-current) dengan aliran bahan bakar yang masuk ke dalam gasifier. Bahan bakar dimasukkan pada bagian atas gasifier. Bahan bakar tersebut akan

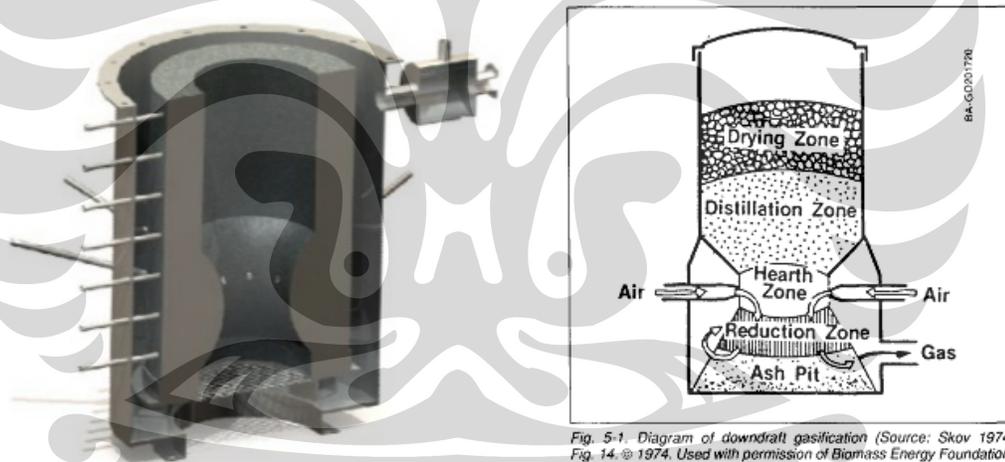


Fig. 5-1. Diagram of downdraft gasification (Source: Skov 1974, Fig. 14. © 1974. Used with permission of Biomass Energy Foundation, Inc.)

mengalami proses pengeringan dan pirolisis akibat panas yang dihasilkan pada reaksi oksidasi.

### **Gambar 2.7 Downdraft Gasifier**

Pada tahap pirolisis bahan bakar, dihasilkan uap dan tar. Uap dan tar yang dihasilkan tersebut akan melalui unggun arang panas dan mengalami perengkahan menjadi gas yang lebih sederhana atau arang. Perengkahan ini menghasilkan pembakaran stabil yang menjaga temperatur pada 800 – 1000 oC. Jika temperatur naik (melebihi rentang temperatur tersebut) maka reaksi

endotermik akan mendominasi dan mendinginkan gas, dan jika temperatur turun (kurang dari rentang temperatur tersebut) maka reaksi eksotermik akan mendominasi dan menjaga gas agar tetap panas. Tahap selanjutnya adalah reaksi reduksi. Reaksi reduksi terjadi pada zona dekat dengan grate. Pada tahap ini, gas produser dihasilkan. Gas produser yang dihasilkan akan tertarik keluar menuju bagian bawah gasifier. Gambaran tahap-tahap yang terjadi pada downdraft gasifier dapat dilihat pada gambar 2.3.

Kekurangan yang dimiliki gasifier jenis ini adalah rendahnya efisiensi keseluruhan akibat rendahnya pertukaran panas dalam sistem dan kesulitan dalam menangani kelembaban dan kadar abu yang tinggi. Sedangkan kelebihan menggunakan gasifier jenis ini antara lain adanya kemungkinan menghasilkan gas bebas tar sehingga masalah lingkungan yang ditimbulkan lebih kecil daripada updraft gasifier, perolehan tar dan minyak yang dihasilkan pada downdraft gasifier lebih kecil 10% terhadap perolehan tar dan minyak yang dihasilkan pada updraft gasifier, waktu yang dibutuhkan untuk penyalaan bahan bakar dan pengoperasian sistem pada kondisi optimal sekitar 20-30 menit. Waktu tersebut lebih singkat jika dibandingkan dengan waktu yang dibutuhkan oleh updraft gasifier.

Gasifier unggun tetap aliran ke bawah (downdraft gasifier) menghasilkan gas produser relatif bersih dengan kandungan tar dan partikel yang kecil sehingga sangat sesuai untuk mesin pembakaran dalam, ketel dan turbin (Robert Manurung, 1981). Sedangkan M.S Roa menegaskan fixed bed tipe ini merupakan jenis gasifier yang sederhana, memiliki nilai realible tinggi, dan memungkinkan berbagai feedstock dengan partikel rendah pada gas produser. Selain itu juga berefisiensi tinggi. Atas dasar itu pengoperasian skala laboratorium gasifikasi di Departemen Teknik Mesin FTUI menggunakan jenis gasifier downdraft fixed bed.

### II.3.2 Heat Exchanger

Dalam instalasi gasifikasi biomassa yang berada pada laboratorium Gasifikasi Termodinamika terdapat alat heat exchanger yang dipergunakan untuk

menganalisa dan meneruskan pendistribusian energi kalor yang dihasilkan dari proses pembakaran di burner. Pada skala laboratorium aplikasi heat exchanger yang digunakan di laboratorium Gasifikasi dan Termodinamika FTUI dikenal dengan *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dengan tipe C-492 P.A. Hilton.

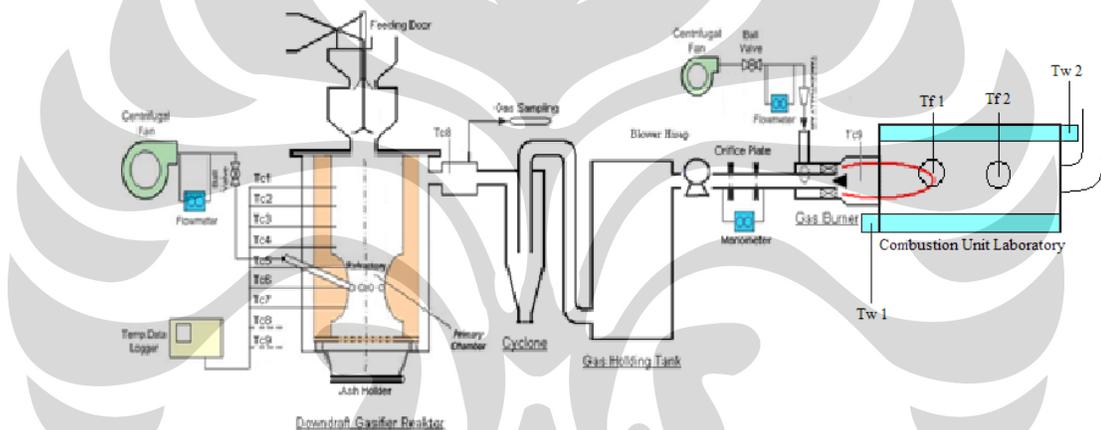


***Gambar 2.8 Combustion Unit Laboratory***

Pada saat api dapat tersulut dan menyala secara kontinu pada mulut burner maka akan terjadi transfer energi yang terjadi pada proses pembakaran tersebut dengan sistem kerja dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Energi kalor yang didapat dari proses eksotermik proses pembakaran akan diserap oleh air yang dialiri ke dalam sekeliling ruang pembakaran *Combustion Unit Laboratory (CUL)* secara tidak langsung. Air ini dialiri secara kontinu dengan bantuan pompa air untuk mencegah air tersebut berubah menjadi fase uap. Transfer energi ini dapat

terlihat pada perubahan temperatur yang terjadi pada temperatur air masukan dengan temperatur air keluaran dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

Sebelum transfer energi dari hasil pembakaran terjadi dengan air, energi kalor yang didapat dari hasil pembakaran tersebut juga mengalami transfer energi secara konduksi dan radiasi terhadap material *Combustion Unit Laboratory (CUL)* yang terbuat dari bahan logam. Energi yang didapat dari hasil pembakaran tersebut tidak dapat semuanya terserap oleh air sebagai media pendingin, karena dalam transfer energi tersebut ada beberapa faktor yang mempengaruhi diantaranya adalah faktor temperatur ambien, faktor lingkungan dan lainnya.



**Gambar 2.9 Skematik Alat Pengujian**

Fenomena hilangnya energi yang tidak terserap oleh air disebut sebagai *losses (kerugian)*. Kerugian dalam transfer energi ini mempengaruhi efisiensi dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Kerugian ini diantaranya berasal dari :

a) Dry Gas Losses

Merupakan kerugian yang diakibatkan oleh produk pembakaran dimana hanya ada kalor sensibel dan tidak ada perubahan fase. Produk pembakaran ini adalah CO, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, dan SO<sub>2</sub>. Konsentrasi dari CO dan SO<sub>2</sub> biasanya menggunakan ppm (parts per million) dan jika dilihat dari kerugian yang ditimbulkan maka kedua unsur ini dapat diabaikan.

Kerugian ini dapat diperkecil sebanding dengan udara berlebih (*excess air*) yang dikurangi.

$$\text{Dry Gas Losses} = \frac{W_g \times C_{pg} \times (T_g - t_a) \times 100}{\text{GCV}} \%$$

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas (kg/kg)
Cpg	spesifik kalor flue gas (kJ/kg °C)
Tg	Temperatur akhir gas buang (°C)
Ta	Temperatur ambien (°C)
GCV	Gross Calorific Value-HHV (kcal/kg)

b) Moisture Losses

Kerugian yang berasal dari unsur hidrogen dari bahan bakar yang berbentuk uap air. Uap air ini merupakan steam dalam tekanan yang rendah sekali tetapi dalam temperatur stack yang tinggi. Biasanya berkisar antara 11 % untuk bahan bakar natural gas dan 7% untuk minyak bakar.

$$\text{Moisture Losses} = \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{\text{GCV}} \%$$

Keterangan :

9H <sub>2</sub> +m	kadar H <sub>2</sub> O pembakaran (kg/kg)
H <sub>s</sub>	kalor uap saat temp. akhir flue gas (kcal/kg)
C <sub>p</sub>	kalor spesifik uap (kJ/kg °C)
GCV	Gross Calorific Value-HHV (kcal/kg)

c) Humidity Losses

Kelembaban dari udara juga dapat menyebabkan kerugian dalam efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Kerugian ini tidak dimasukkan dalam kalkulasi data jika menggunakan *Net Calorific Value – LHV*.

$$\text{Humidity Losses} = \frac{W_m \times C_p (T_g - t_a) \times 100}{\text{GCV}} \%$$

Keterangan :

W <sub>m</sub>	Kelembaban saat udara berlebih (kg/kg)
C <sub>pg</sub>	spesifik kalor flue gas (kJ/kg °C)
T <sub>g</sub>	Temperatur akhir gas buang (°C)
T <sub>a</sub>	Temperatur ambien (°C)
GCV	Gross Calorific Value-HHV (kcal/kg)

d) Radiation and Conduction Losses

Kerugian ini berasal dari permukaan luar dari boiler. Biasanya dalam bentuk persentase dari panas yang keluar dari boiler. Kerugian meningkat dengan laju dari kalor keluaran boiler yang semakin kecil. Karena perhitungan yang kompleks maka kerugian ini biasanya didapat dari tabel standart *American Boiler Manufacturers Association (ABMA)*.

e) Unburnt fuel Losses

Merupakan pengukuran terhadap keefektifan pembakaran bahan bakar yang dilakukan peralatan bakar untuk udara berlebih yang telah ditentukan. Untuk bahan bakara biomassa berkisar antara 1 – 3 %.

f) Unaccountable Losses dan Manufacturer Margin

Untuk kalkulasi yang telah ditentukan biasanya terdapat kerugian yang masih tidak dapat dihitung. Oleh karena itu, untuk kerugian yang tidak dapat dihitung diasumsikan sebesar 0 – 1,5% tergantung desain dan material boiler yang digunakan.

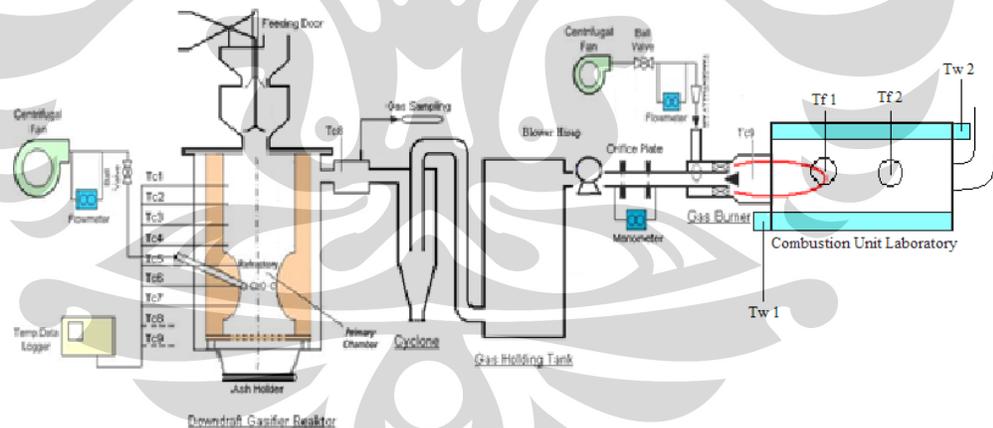
## BAB III

### METODOLOGI PENELITIAN

#### III.1 Skematik Alat Pengujian

Pengujian dilakukan di Laboratorium Termodinamika Proyek Gasifikasi Biomassa. Dimana pengujian tersebut berada pada kondisi temperatur  $\pm 30^{\circ}\text{C} - 35^{\circ}\text{C}$  dan tekanan atmosfer sebesar 1 atm. Pengujian ini dilakukan dengan menggunakan fixed bed downdraft gasifier yang berada pada pelataran parkir Departemen Teknik Universitas Indonesia.

Dalam skematik alat pengujian ini akan menggambarkan susunan alat pengujian yang ada dalam sistem gasifikasi biomassa. Dalam susunan tersebut dapat dimulai dari reaktor, sistem pembersih gas (scrubber, cyclone), gas holding tank, burner dan combustion laboratory unit. Skematik alat pengujian ini dapat terlihat seperti pada gambar 9.



**Gambar 3.1 Skematik Alat Pengujian**

#### III.2 Metodologi Pengujian

##### III.2.1. Persiapan Pengujian

###### A. Persiapan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dipergunakan dalam gasifikasi biomassa meliputi arang dari kayu dan batok kelapa yang telah disamakan ukurannya. Arang digunakan sebagai *pre-ignition* (pembakaran awal) dalam gasifikasi biomassa. Pada saat *pre-ignition* juga diberikan katalis pembakaran berupa minyak tanah agar lebih cepat mencapai temperatur yang diinginkan.

Karakteristik bahan bakar utama yaitu batok kelapa dapat dilihat dari analisa proksimat dan analisa ultimat berikut ini semua komponen dalam analisa ada pada keadaan ar (as-receiver basis)

Analisa Proximate (% berat)		Analisa Ultimate (% berat)	
Moisture	7.69	C	47.59
Volatile Matter	57.71	H	6.00
Ash	7.86	O	45.52
Fixed Carbon	24.82	N	0.22
High Heating Value (kJ/kg)	22000	S	0.09
High Heating Value (kcal/kg)	5038.0000	Ash	0.5800
Low Heating Value (kcal/kg)	4708.5400		

**Tabel 3.1 Analisa Proksimat dan Ultimat Batok Kelapa**

Penjelasan :

ar = as-receiver basis.

Dalam basis ini, kandungan sampel didasarkan pada kondisi saat diterima di laboratorium, jadi kandungan air total yang terdapat pada sampel diperhitungkan.

adb = as analysed basis.

Komposisi dalam kandungan kondisi sampel digerus hingga ukuran tertentu, lalu dikeringkan pada suhu dan jangka waktu tertentu sehingga air yang tersisa pada sampel adalah air sisa.

daf = dry ash free.

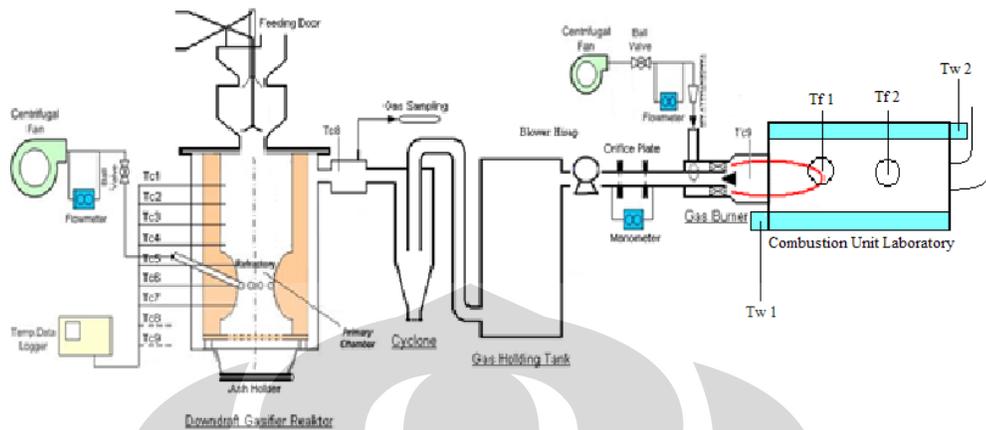
Pada basis ini batok kelapa dikeringkan sehingga kandungan airnya tidak ada.

### B. Persiapan Alat Pengujian

Persiapan ini dilakukan sehari sebelum pengujian. Berikut beberapa langkah set up alat pengujian.

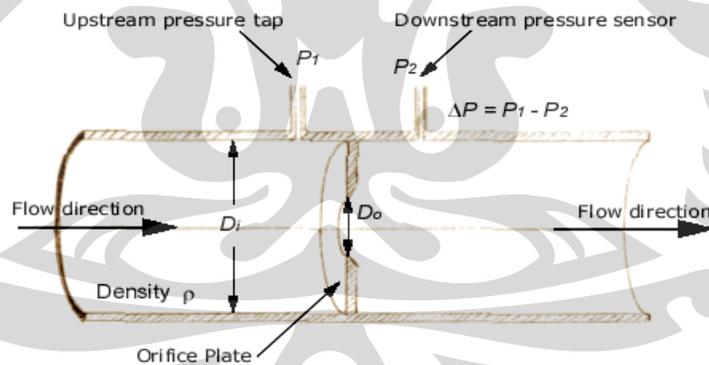
- Perakitan dan penyambungan keseluruhan komponen utama gasifikasi (pipa konektor *blower – gasifier – cyclone-gas holding tank-blower* hisap – *burner – blower mixing-combustion laboratory unit -* ). Setiap flens ataupun sambungan pipa direkatkan dengan lem gasket serta *packing*.
- Lem gasket yang digunakan pada *gasifier* dan *burner* menggunakan jenis *silicone red rubber* tahan hingga temperatur 700°C, sedangkan lainnya menggunakan jenis *silicone rubber* tahan hingga temperatur 150°C. *Packing* pada *gasifier* menggunakan tipe kawat, tahan hingga temperatur 1200°C, lainnya menggunakan tipe TBA, tahan hingga temperatur 300°C.
- Perakitan komponen instalasi saluran udara dengan tiga *blower* (utama, hisap, *burner mixing*).
- Pemasangan *pressure tap* gas produser dan menghubungkan selang untuk manometer miring.
- Pemasangan termokopel jenis K pada *port*.
- Menghubungkan termokopel dan *data logger* menggunakan kabel konduktor.

### C. Persiapan Instrumentasi Pengukuran

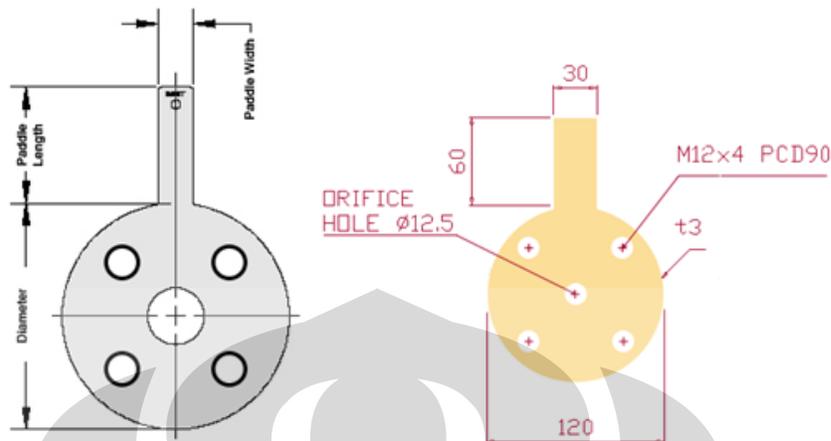


### 1) Orifice Plate

Plat orifis digunakan untuk menciptakan perbedaan tekanan statis ( $P_1$  dan  $P_2$ ) akibat *pressure drop* pada sebuah aliran setelah melewatinya. Tekanan aliran setelah melewati plat orifis (*downstream*) selalu lebih kecil dibanding sebelum melewati orifis (*upstream*), akan tetapi kecepatan aliran *upstream* meningkat. *Pressure drop* tekanan statis ini terjadi karena adanya penyempitan laluan aliran

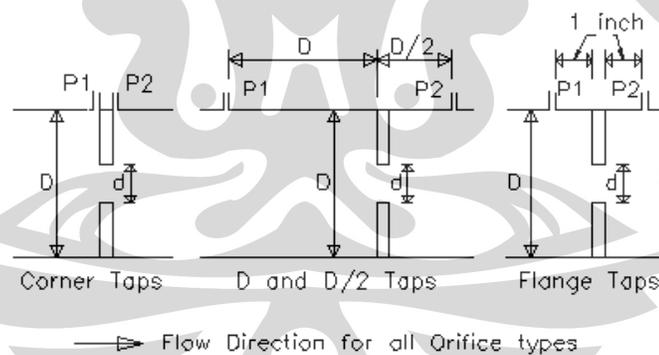


**Gambar 3.2 Orifice Meter**



**Gambar 3.3 Desain Plat Orifice Konsentrik Untuk Pipa 2"**

Untuk pipa berdiameter  $D$  dengan range dimensi  $5\text{cm} \leq D \leq 1\text{m}$ , mensyaratkan ketebalan plat orifis yaitu  $< 0,05D$ , diameter orifis,  $d \geq 1,25\text{cm}$  dan rasio  $d/D$  yaitu  $0,1 \leq d/D \leq 0,75$  [ISO 5167-1:2003]. Tiga standar penempatan *tap* tekanan untuk pipa aliran gas berdiameter  $> 5\text{cm}$  berdasarkan ISO 5167-1 [28] ditunjukkan pada gambar dibawah ini.



**Gambar 3.4 Tiga Metode Pressure Tapping sesuai ISO 5167-1 (2003)**

Dengan mengkombinasikan Persamaan Bernoulli,  $P_1 + 1/2 \rho \cdot v_1^2 = P_2 + 1/2 \rho \cdot v_2^2$ , dan Persamaan Kontinuitas,  $Q = v_1 \cdot A_1 = v_2 \cdot A_2$ , dan mengasumsikan  $A_2 < A_1$ , mengabaikan viskositas, efek geometri, dan efek temperatur, maka persamaan ideal *flowrate* yang diperoleh adalah :

$$Q = C_d Q_{ideal} = C_d A_2 \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho(1 - \beta^4)}} \quad \dots(4.1)$$

dimana  $A_2 = \pi d^2 / 4$  (luas lubang pada pelat orifis)

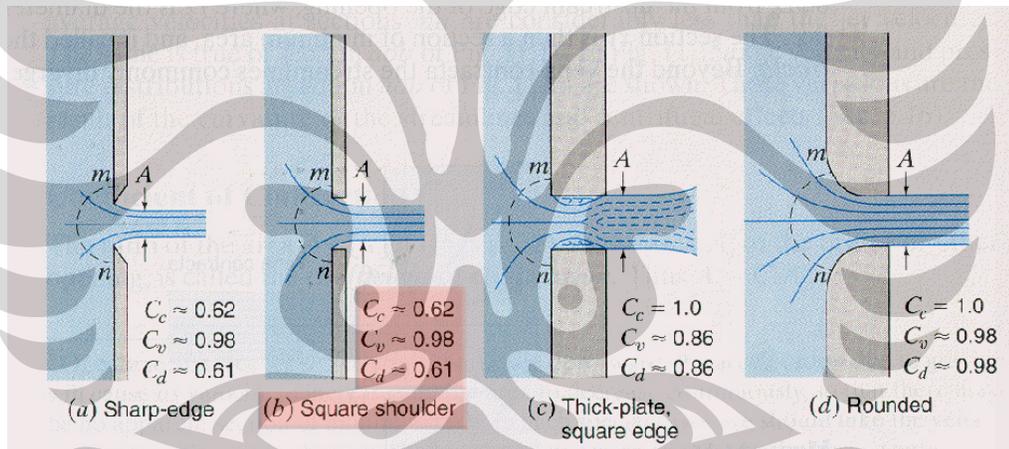
$C_d = Discharge\ coefficient \rightarrow 0,6 [ASME\ MFC-14M-2001]$

$P_1 - P_2 =$  Perbedaan tekanan akibat orifis ( $kg/m^2$ )

$\rho_{mix} =$  massa jenis producer gas ( $kg/m^3$ )

$\beta = d/D$  (rasio diameter orifice dengan diameter pipa)

Nilai perbedaan tekanan ( $P_1 - P_2$ ) diperoleh dari pengukuran dengan manometer berdasarkan perbedaan ketinggian cairan di dalam tube. *Flowrate* teoritis  $Q$  secara aktual lebih kecil 2-40% akibat kondisi geometris, yaitu friksi dinding dan efek kontraksi area (*vena contracta*).  $C_d$  merupakan koefisien discharge, yang merupakan rasio discharge aktual dengan discharge teoritis.



**Gambar 3.5 Koefisien Discharge Untuk Orifice Aliran Liquid**

*Discharge coefficient*,  $C_d$ , bervariasi dengan perubahan rasio luas dan bilangan Reynolds. *Discharge coefficient*,  $C_d$ , sebesar 0,60 bisa diambil sebagai standar [ASME MFC-14M-2001], akan tetapi variasi nilai pada bilangan Reynolds yang kecil perlu diperhatikan.

Tabel 3.2 *Orifice Meter Discharge Coefficient*

Discharge Coefficient $c_o$	Reynolds Number- $Re$			
	$10^4$	$10^5$	$10^6$	$10^7$
Diameter Ratio $d = D_2/D_1$				
0.2	0.60	0.595	0.594	0.594

0.4	0.61	0.603	0.598	0.598
0.5	0.62	0.608	0.603	0.603
0.6	0.63	0.61	0.608	0.608
0.7	0.64	0.614	0.609	0.609

## 2) Manometer miring

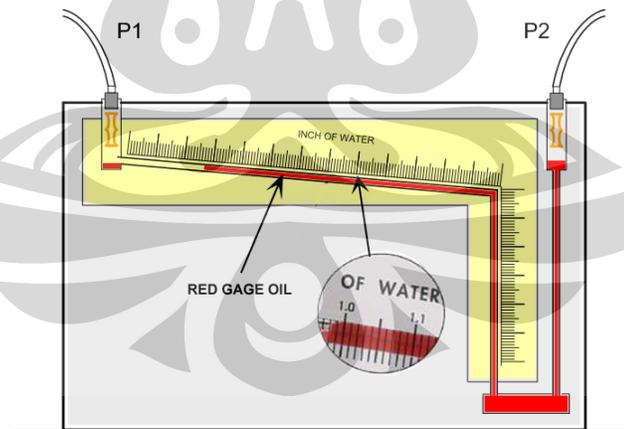
Manometer miring dapat mengukur perbedaan tekanan yang sangat kecil pada suatu aliran fluida yang melewati sebuah plat orifis. Pergerakan fluida raksa di dalam tube sangat signifikan (sangat akurat) terhadap perbedaan tekanan yang terjadi. Manometer ini khusus untuk mengukur producer gas yang keluar dari *gas holding tank* yang kemudian di atur pengeluarnya oleh *blower* hisap.

Type : *Durablock Inclined Manometer-Dwyer Instrument*  
model H-6640- M

Satuan : *inch of water, 1 atm at 0,45 inch*

Fluid Properties : *red gage oil , spesific gravity 0,826.*

Spesifikasi Aplikasi : tekanan maksimum 100 psi (690 kPa)  
temperatur maksimum 150°F (65°C)



**Gambar 3.6 Manometer Miring Durablock-Dwyer Instrument model H-6640-M**

Posisi *liquid* manometer miring pada satuan *inch of water* telah diskalakan dengan ketinggian *liquid* bila diletakkan secara tegak vertikal. *Range* nilai satuan *inch of water* pada kemiringan garis ukur manometer miring

menunjukkan nilai yang sama dengan garis ukur bila diletakkan vertikal. Maka dari itu berlaku persamaan perbedaan ketinggian terhadap perbedaan tekanan, yaitu :

$$(p_1 - p_2) = \rho_m \cdot g \cdot h \quad \text{.. (4.2)}$$

$(p_1 - p_2) = \Delta p$  = perbedaan tekanan , [kg/m<sup>2</sup>]

$\rho_m$  = densitas fluida manometer [kg/m<sup>3</sup>]

$h$  = perbedaan ketinggian liquid manometer [m]

Perbedaan tekanan akibat orifis dapat dihitung menggunakan persamaan (4.2)

### 3) *Hot Wire Anemometer*

Untuk efektivitas waktu, pengukuran *flowrate* pada *blower* utama (menggunakan *valve* 3/8 sebanyak 8 *valve*) dan *blower mixing* (menggunakan *valve* 2,5) diukur terlebih dahulu sebelum pengujian. *Hot wire* anemometer jenis Lutron AM-4204 digunakan untuk mendapatkan m/s, selain itu alat ini bisa mendapatkan temperatur. yang dapat mengubah m/s menjadi ft/min. Berdasarkan buku petunjuk alat, jenis anemometer ini bisa mengukur kecepatan dari 0-20 m/s, sedangkan untuk temperatur dari 0-50 °C.



**Gambar 3.7 Hot Wire Anemometer**

### 4) *Termokopel type-K*

Pengukuran distribusi temperatur pada reaktor gasifikasi dan *swirl burner* menggunakan termokopel type-K. Termokopel yang digunakan berjumlah 8 buah Termokopel tersebut mampu mengukur temperatur hingga 1000 °C.



**Gambar 3.8 Termokopel Type K Ketahanan Temperatur Maksimum 1000 °C**

Untuk lebih memastikan keakuratan termokopel, maka dilakukan kalibrasi sebelum digunakan. Kalibrasi dilakukan oleh pabrik dengan sertifikat yang dapat dipertanggungjawabkan.

#### 5) *Digital Temperature Data Logger*

Temperatur yang terukur oleh kedelapan termokopel tersebut diatas selanjutnya divisualisasikan melalui sebuah *data logger*. *Data logger* digital bermerk Hanyoung 850 ini memiliki 5 channel dan bersatuan °C. Oleh karena itu digunakan 2 (dua) data logger yang dihubungkan dengan 8 termokopel melalui sebuah kabel konduktor.



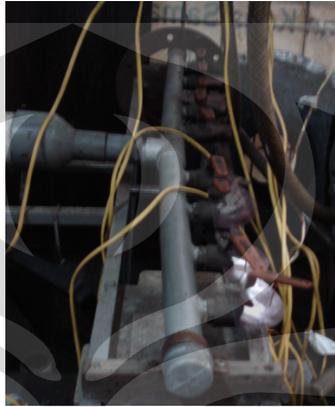
**Gambar 3.9 Digital Temperatur Data Logger Dengan 5 Channel**

### III.3 Prosedur Pengujian

Tahapan pengujian adalah :

*IV.1. Persiapan awal (10-20 menit)*

- Menyiapkan arang kayu sebanyak  $\pm 1-1,5$  kg. Sedangkan arang kayu, dengan ukuran 3x3 inci, ketebalan mencapai 2 inci. Masing-masing dipersiapkan di dalam karung yang siap untuk diambil.
- Memastikan posisi busur derajat (sebagai patokan perubahan aliran udara) pada *valve* 3/8 dari *blower* utama telah benar.



**Gambar 3.84 Instalasi Busur Derajat**

- Memasang termokopel tipe-K (*chromel alumel*) berdiameter 0,65 mm, yaitu 8 buah pada reaktor sesuai posisi yang telah ditentukan, satu termokopel pada *burner*. Menghubungkan keseluruhan termokopel pada *temperature digital data logger* dengan kabel konduktor.

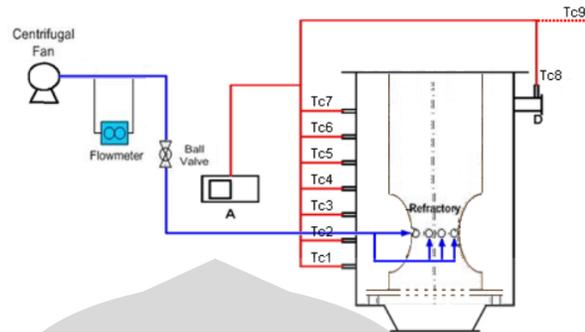
Tc. 4, 5, 6, 7 : Pengukuran temperatur *gasifier* bagian atas (reduksi+ pirolisis)

Tc. 2,3 : Pengukuran temperatur *gasifier* bagian pembakaran (oksidasi)

Tc. 1 : Pengukuran temperatur *gasifier* bagian reduksi

Tc.8 : Pengukuran temperatur producer gas pada pipa outlet gas sebelum *burner*

Tc. 9 : Pengukuran suhu pada *burner*



Gambar 3.9 Skema Gasifier

- Memasang *orifice plate* pada *flens* yang telah terpasang *tapping* tekanan. Menghubungkan manometer miring pada *tapping* dengan selang.



Gambar 3.10 Posisi orifis dan manometer miring

- *Valve* suplai udara dari *blower* selalu dibuka penuh. Peran *valve* ditiadakan dengan adanya inverter.
- Memastikan konektor alat uji utama (reaktor dan *burner*) dan alat-alat pendukung telah terpasang dengan baik dan menyeluruh.

#### IV.2. Pembakaran awal ( $\pm 25$ menit)

- Memasukkan arang kayu pada dasar refraktori reaktor sampai ke tenggorokan sebesar  $\pm 1,5$  kg kemudian ditambah 1 kg batok kelapa. Cara pemasukkanya adalah diawali dengan arang kayu, kemudian batok kelapa. Bagian teratas dimasukkan sabut kelapa.
- Penyalaan awal dengan bantuan minyak tanah, gunakan sabut kelapa sebagai penyulut untuk memulai proses pembakaran.
- Menunggu  $\pm 15$  menit/termokopel 3 menunjukkan  $700^{\circ}\text{C}$  hingga biomass menjadi bara. Bahan bakar pada pengujian kali ini adalah batok kelapa yang memiliki temperatur penyalaan  $700-900^{\circ}\text{C}$  [29]

#### IV.3. *Pengaturan Suplai Udara Primer*

- Setelah timbul asap pekat,  $\pm 20$  s/d 25 menit, suplai udara primer mulai diatur dengan mengatur bukaan valve sebesar 70 derajat.

#### IV.4. *Ignisi (Penyalaan) Producer Gas*

- Menambahkan bahan bakar batok kelapa sebanyak 1 kg ke dalam *gasifier* untuk menghasilkan *producer gas* yang pekat dan banyak dari hasil pirolisis (penguraian) batubara.
- Setelah  $\pm 3-5$  menit, asap terlihat pekat. Kepekatan menandakan terdapat banyak komponen mampu bakar pada *producer gas*. Segera tutup *feeding door* dengan *mounting*.
- Lakukan penyulutan (ignisi) dengan pemantik kepada ujung *burner*. Bila belum tersulut, lakukan berulang-ulang.
- Lidah api pada *burner* akan terbentuk dan akan bertahan hingga *blow off* dalam waktu  $\pm 3$  s/d 5 menit. Bila sudah bertahan dalam waktu itu, maka turunkan blower utama.
- Setelah lidah api *blow off* dan *producer gas* mulai menipis (tidak pekat), segera menambahkan kembali bahan bakar batubara 3 kg.
- Setelah penambahan, dilanjutkan dengan menyalakan *blower mixing* pada *burner*. Lakukan dari bukaan katup terbesar.
- Dan seterusnya hingga bahan bakar seluruhnya terpakai dan produser gas sudah tidak mampu bakar lagi walaupun bahan bakar telah diaduk.

IV.5. *Pengaturan Suplai Udara Sekunder*

- Setelah api dapat bertahan pada mulut burner, nyalakan blower sekunder yang mengalir ke dalam burner melalui konversi inverter dengan laju alir udara sebesar 1078 lpm, 863 lpm, 647 lpm, 431 lpm, 216 lpm masing – masing pada setiap kali pengujian.

IV.6. *Pengaturan Aliran Air*

- Setelah suplai udara sekunder dinyalakan baru membuka keran air dari tangki. Karena keterbatasan ketersediaan air maka pada saat pengujian, air yang menjaadi media pendingin pada *Combustion Unit Laboratory (CUL)* baru akan dinyalakan setelah api yang tersulut menjadi konstan. Sehingga pembacaan dari temperatur air harus menunggu sekitar 3-5 menit agar data yang diambil dapat sesuai.
- Kemudian menyalakan pompa air dan menunggu selama 1-3 menit agar air dapat bersirkulasi dengan normal pada *Combustion Unit Laboratory (CUL)*, dan baru diambil pengukuran.

IV.7. *Pengukuran*

- Pembacaan dan pencatatan hasil pengukuran distribusi temperatur reaktor pada *data logger* setiap 5 menit sekali.
- Pembacaan dan pencatatan perubahan posisi fluida manometer miring pada pengukuran *flowrate* produser gas. Pengukuran dilakukan ketika kondisi asap paling pekat.

IV.8. *Selesai pengujian*

- Tetap menyalakan blower *primary air* untuk mengeluarkan seluruh asap dan residu yang masih tersisa di dalam reaktor. Lepaskan seluruh selang saluran *primary air* dari blower utama ke *gasifier*.
- Setelah  $\pm$  2 jam (kondisi reaktor mulai dingin dan bara sudah tidak menyala lagi) mengeluarkan abu sisa pembakaran melalui lubang pembuangan pada reaktor *gasifier*.

- Melepas semua alat ukur, yaitu termokopel, manometer miring dan *orifice plate*, selang dan memeriksa apakah kondisinya masih baik. Melepas alat pendukung seperti pemipaan suplai udara.
- Kondisi refraktori reaktor dibiarkan menjadi dingin hingga mencapai temperatur ruang, selama 1 hari penuh. Setelah itu membuka tutup reaktor dan membersihkan seluruh bagian dalam reaktor dan *burner* dengan menyemprotkan udara dari kompresor atau *blower* untuk menghindari tar mengeras menjadi kerak. Untuk selanjutnya prosedur juga terdapat pada lampiran 5.

#### III.4 Prosedur Pengukuran

##### ***Flowrate Produser Gas***

Pengukuran *flowrate* produser gas dilakukan ketika gas asap yang keluar melalui *burner* secara visual telah pekat. Ini menandakan gas asap mengandung komponen mampu bakar, yaitu  $\text{CH}_4$ , H, dan CO dengan membaca posisi *liquid* pada *tube* manometer. Plat orifis dipasang di antara flens yang menghubungkan dua pipa. Perbedaan tekanan di antara plat orifis di ukur menggunakan manometer miring karena tekanan aliran gas rendah. Digunakan metode flens tap dalam menentukan posisi titik pressure tap pada pipa.



Gambar 3.11 Gas Bag

Producer gas yang akan ditangkap gasnya untuk analisa kimia menggunakan tabung kaca (gas bag) untuk mendapatkan  $\text{CH}_4$ , CO dan sebagainya.

##### ***Pengukuran Flowrate Primary Air, Secondary Air***

Pengukuran *flowrate* udara ini dilakukan di luar pengujian karena keterbatasan alat ukur. Oleh sebab itu pengukuran menggunakan *hot wire anemometer*. Untuk mencegah kerusakan alat dan mencari data akurat, metode **gambar 4.20** dilakukan dengan persamaan 4.3 dan 4.4

$$q = \dots(4.3)$$

$$A_1 V_1 = \dots(4.4)$$



**Gambar 3.12** Pengukuran udara primer dan sekunder

#### ***Pengukuran Temperatur Gasifier dan Flame Pada Burner***

Pengukuran distribusi temperatur pada gasifier dilakukan ketika ignisi awal, berarti pada saat memasukkan sabut berapi yang sebelumnya direndam dalam minyak tanah. Pencatatan temperatur secara manual dilakukan setiap 5 menit sekali. Pada awalnya alat pengukur temperatur di burner akan menggunakan *digital infrared pyrometer*. Namun setelah mendapatkan referensi bahwa alat tersebut tidak dapat mengukur temperatur *flame*, karena membutuhkan medium reflektor yang solid [30].



**Gambar 3.13 Penempatan Termokopel**

### ***Pengukuran Laju Pemakaian Bahan Bakar***

Laju pemakaian bahan bakar dihitung dengan membagi jumlah bahan bakar yang digunakan dalam eksperimen dengan waktu yang diperlukan untuk habisnya bahan bakar. Waktu percobaan dihitung setelah mulai timbul asap pekat  $\pm 20$  s/d 30 menit setelah start up eksperimen. Pengujian dianggap selesai jika bahan bakar telah terbakar habis, asap producer gas mulai habis, juga dipastikan tidak ada bara lagi yang masih menyala.

$$M_{bb} = \frac{m_{bb}}{t} \quad ..(4.5)$$

dimana :

$M_{bb}$  = laju pemakaian bahan bakar (kg/ jam)

$m_{bb}$  = massa bahan bakar untuk tiap eksperimen (kg)

$t$  = waktu yang diperlukan untuk tergasifikasinya semua bahan bakar ( jam)

### ***Pengukuran Jumlah Gas Produser***

Basis perhitungan menggunakan basis massa. Dimana perhitungan menggunakan dua jenis basis massa, dengan kesetimbangan  $N_2$  dan atom C.

$$\begin{aligned} \sum (N_2)_{Masuk} &= \sum (N_2)_{Keluar} \\ (N_2)_{Udara} + (N_2)_{Batu\ Bara} &= (N_2)_{Gas\ Produser} \\ P.V &= n.R.T \end{aligned} \quad \dots(4.6)$$

$$\begin{aligned} \sum atom(C)_{in} &= \sum atom(C)_{out} \\ \sum atomC_{BB} + \sum atomC_{arang} &= \sum atomC_{GP} + \sum atomC_{ash} + \sum atomC_{hilang} \end{aligned} \quad \dots(4.7)$$

dimana,  $R = 0.08205 \text{ L.atm/mol.K}$

$P = 1 \text{ atm}$

$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

### ***Heating Value dari Producer Gas***

Data komposisi gas untuk setiap eksperimen bisa digunakan untuk menghitung *lower heating value* dari *producer gas*. *Lower heating value* dari unsur yang berbeda dari *producer gas* pada data standar STP seperti tabel 4.2 bisa digunakan. Persamaan di bawah bisa digunakan untuk menghitung *lower heating value* dari *producer gas*.

$$CV_G = \sum x_i H_i \quad \dots(4.8)$$

$x_i$  = fraksi volume dari unsur *producer gas* pada temperatur ruang

$H_i$  = *lower heating value* dari unsur *producer gas* pada temperatur ruang

Tabel 4.5 *Lower heating value* dari unsur *producer gas* pada  $25^0 \text{ C}$

Gas Constituent	Lower Heating Value (MJ m <sup>-3</sup> at 25 <sup>0</sup> C)
Carbon Monoxide (CO)	11,5668
Hydrogen (H <sub>2</sub> )	9,8846
Methane (CH <sub>4</sub> )	32,7938
Acetylene (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> )	51,3223
Ethylene (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	54,084
Ethane (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	58,3627

Sumber : Perry RH, *Chemical Engineers Handbook*, 6<sup>th</sup> ed

### **Air Fuel Ratio**

Dengan mengetahui flow rate *primary air* (udara primer) dan laju pemakaian bahan bakar, kita bisa menghitung *air fuel ratio* untuk tiap kali percobaan

$$AF = \frac{\dot{m}_u}{\dot{m}_{bb}} \dots (4.9)$$

dimana :

$\dot{m}_u$  = flow rate *primary air* (udara sekunder)

$\dot{m}_{bb}$  = laju pemakaian bahan bakar

### **Oxygen atau Equivalence Ratio (ER)**

Perbandingan antara aliran massa dari suplai oksigen dan aliran massa dari oksigen yang diperlukan pada pembakaran stoikiometri (pembakaran sempurna biomassa). Dengan kata lain perbandingan antara jumlah udara yang diperlukan dalam tiap kali pengujian gasifikasi dengan jumlah udara stoikiometrik. [Jain, AK, 1998]

$$\phi = \frac{(Flow.Rate.Udara.Primer)(Waktu.Operasi)}{(Jumlah.Bahan.Bakar)(AF_s)} \dots(4.10)$$

ER untuk gasifier secara teoritis ialah sekitar 0,19 – 0,43

### **Efisiensi Gasifikasi ( $\eta$ )**

Efisiensi gasifikasi ialah persentase energi dari biomass (TKS) yang dirubah menjadi *hot producer gas* (masih mengandung tar). Dengan kata lain rasio dari kandungan panas fuel gas yang dihasilkan gasifikasi biomassa dan kandungan panas dari biomassa bila terbakar sempurna. Persamaan di bawah digunakan untuk menghitung efisiensi gasifikasi [Mathieu, Philippe.,2002]

$$\eta = \left[ \frac{Mass.FlowRate.Pr oducer.Gas (gr / sec) \times LHV.Pr oducer.Gas (MJ / m^3)}{LajuPemakaian.Bahan.Bakar (gr / sec) \times LHV.Bahan.Bakar (MJ / m^3)} \right] \dots(4.10)$$

### **Heat Release Rate**

Heat release rate adalah persentase terhadap panas yang dapat diserap oleh air sebagai media pendingin terhadap panas yang dihasilkan saat pembakaran di burner. Karena *Combustion Unit Laboratory (CUL)* yang digunakan dalam instalasi gasifikasi biomassa mirip dengan prinsip kerja boiler maka dengan persamaan dibawah ini akan menghasilkan *heat release rate Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Karena pada instalasi tersebut uap dari air tidak ada, maka yang digunakan adalah hanya panas dari air dan bernilai positif jika dimasukkan ke dalam rumus tersebut.

### **Heat Balance**

Dalam kalkulasi heat balance untuk menghitung efisiensi dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)* ada data yang diperlukan untuk kalkulasi tersebut, yaitu : temperatur inlet air, temperatur outlet air, temperatur emisi gas buang, dan temperatur ambien. Kalkulasi ini menggunakan metode tidak langsung (Heat loss method) yaitu dengan mengurangi total efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dengan kerugian yang dikalkulasikan.

Losses	NCV
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg}(T_g - t_a) \times 100}{\text{NCV}} \%$
Moisture Losses	
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p(T_g - t_a) \times 100}{\text{NCV}} \%$
Stack Losses (DGL + ML + HL)	
Radiation and Conduction Losses	
Unburnt fuel Losses	
Unaccountable Losses	
Manufacturer Margin	
<b>Total Losses</b>	
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>	

Sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	kg/kg
Cpg	spesifik kalor dry gas	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	°C
Ta	Temperatur ambien	°C
9H <sub>2</sub> +m	kadar H <sub>2</sub> O pembakaran	kg/kg
Hs	kalor uap saat temp. superheat	Kcal/kg
Cp	kalor spesifik uap	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. ambien	Kcal/kg
Cw	kalor spesifik air	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	Kcal/kg
Wm	kelembaban saat udara berlebih	kg/kg
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	%
Radiation and Conduction Losses		%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	%

## BAB IV

### HASIL DAN ANALISA

Pada penelitian ini, untuk mendapatkan karakteristik gasifikasi biomassa dengan downdraft gasifier dilakukan dengan memvariasikan suplai udara sekunder yang masuk ke instalasi burner. Pada setiap pengujian bertujuan untuk mendapatkan parameter performance seperti : *flow rate* gas produser, *flow rate* bahan bakar, kualitas gas produser, *air fuel ratio*, serta efisiensi gasifikasi. Dan dalam aplikasi terhadap *Combustion Unit Laboratory (CUL)* akan dilakukan penghitungan untuk *Heat Release Rate*, efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* terhadap *heat loss*, efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* terhadap *Input Output Energy*, efisiensi pembakaran pada burner, dan komposisi emisi gas buang.

#### IV.1. Kondisi Performa Peralatan

Pada pengujian gasifikasi biomassa terdapat kesulitan untuk menghasilkan gas producer. Hal ini disebabkan karena karakteristik dari gasifikasi batok kelapa yang mempunyai kecenderungan lebih cepat habis terbakar dan mempunyai temperatur pre-heat yang tinggi sebesar 900°C sehingga harus disesuaikan dengan kapasitas reaktor agar dapat menghasilkan efisiensi yang optimum. Dalam kalkulasi efisiensi gasifikasi dan *heat balance* dalam *Combustion Unit Laboratory (CUL)* ditemukan beberapa kerugian energi yang diakibatkan dari performa peralatan, yaitu :

##### A. Feeding Door

Selama percobaan berlangsung masih terdapat kebocoran, terutama di pengumpan bahan bakar/*feeding door*. Hal ini disebabkan klep/katup yang tidak menutup secara rapat pada permukaan bibir plat (. Pencegahan telah dilakukan dengan menambahkan lapisan *packing* pada bibir plat ditambah lem gasket *red rubber silicone*, tetapi pada temperatur tinggi dan laju alir gas yang besar kebocoran masih terjadi. Peristiwa ini terjadi diakibatkan kurang presisinya fabrikasi dari bengkel, mayoritas pengerjaan dilakukan dengan alat-alat sederhana.

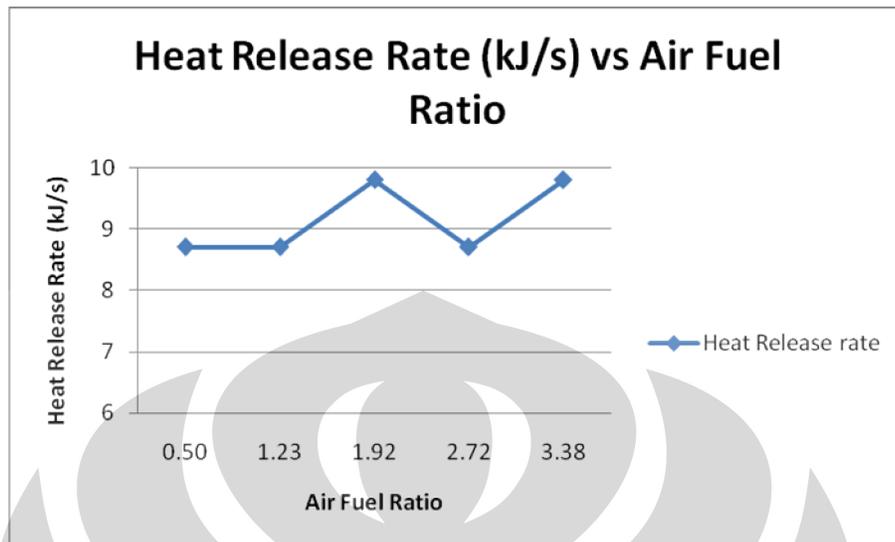
### B. *Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

Penyerapan kalor oleh air termasuk optimal karena setelah dilakukan penelitian terhadap temperatur permukaan *Combustion Unit Laboratory (CUL)* selama pengujian menghasilkan temperatur yang hampir sama dengan temperatur ambien, yaitu berkisar antara 30° - 32°C.

### IV.2. Pengaruh *Air Fuel Ratio* terhadap *Heat Release Rate Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

Pengaruh suplai udara sekunder yang masuk ke dalam burner sangat berpengaruh terhadap *heat release rate* yang dihasilkan oleh air sebagai media pendingin. Terlihat pada grafik bahwa *heat release rate* yang tertinggi sebesar 9,7 kJ/s berada pada *air fuel ratio* 1,92 dan 3,38 dengan *mass flow rate* sebesar 0,0018 kg/s dan yang terendah 8,7 kJ/s ada pada *air fuel ratio* 0,5; 1,23; 2,72 dengan *mass flow rate* sebesar 0,0018 kg/s . Air sebagai media pendingin dalam *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dijaga konstan alirannya agar air yang mengalir pada *Combustion Unit Laboratory (CUL)* tidak terjadi penguapan yang akan mengakibatkan *heat release rate* dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)* tidak maksimal.

Grafik ini mengindikasikan bahwa semakin besar *air fuel ratio* yang masuk ke burner akan berpengaruh terhadap peningkatan *heat release rate Combustion Unit Laboratory (CUL)*. *Heat release rate* dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)* sangat bergantung pada perbedaan temperatur air pada saat masuk *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dan keluar dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Penyerapan kalor oleh air bergantung pada desain dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dan juga kalor pembakaran yang dihasilkan.



**Gambar 4.1 Grafik Heat Release Rate (kJ/s) vs Air Fuel Ratio**

#### **IV.3. Pengaruh Air Fuel Ratio terhadap efisiensi Combustion Unit Laboratory (CUL).**

*Heat balance* gasifikasi biomassa merupakan efisiensi keseluruhan alat tersebut dikurangi dengan akumulasi dari *losses* (kerugian) kalor yang didapat dari selama proses pembakaran berlangsung dan kalor yang diserap oleh air. Untuk mengatasi masalah ini kami mengacu pada referensi yang berkaitan dengan efisiensi boiler. Walaupun tidak relevan jika dibandingkan dengan boiler skala laboratorium kami, setidaknya dapat melengkapi asumsi kami terhadap *losses* yang sulit dihitung seperti : *unaaccountable losses* dan *manufacturer margin*.

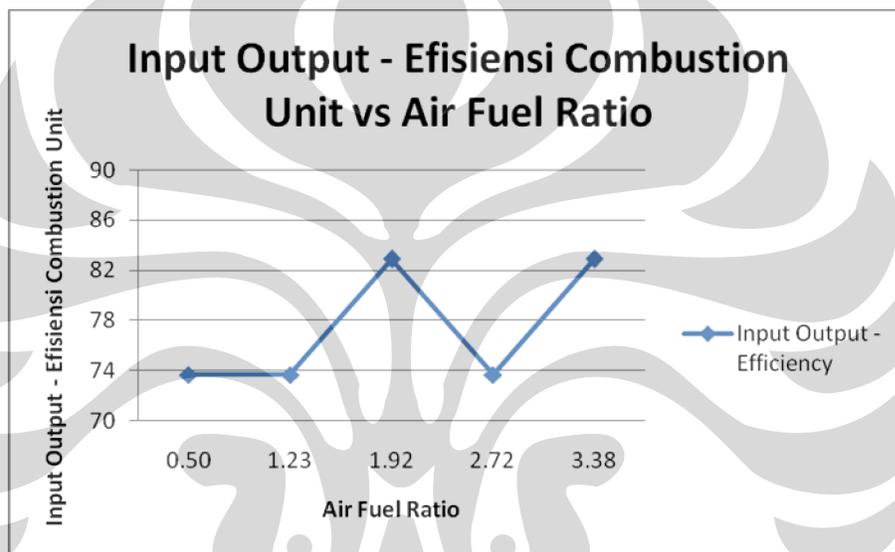
Dalam perhitungan efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* terdapat beberapa metode yang dilakukan, yaitu :

a) Metode Langsung (*Input – Output Method*)

Efisiensi berdasarkan *Input – Output Energy* merupakan efisiensi yang mengindikasikan nilai efisiensi dari aspek desain dan operasional *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Efisiensi ini hanya berpengaruh terhadap nilai kalor yang diserap oleh air yang dibandingkan dengan kalor

pembakaran di burner. Efisiensi ini biasanya lebih rendah daripada metode *Heat Loss*.

Pada grafik terlihat bahwa efisiensi tertinggi sebesar 82,89% terdapat pada *air fuel ratio* 1,92 dan 3,38 dengan mass flowrate bahan bakar sebesar 0,0018 kg/s. Dari hasil grafik ini dapat diindikasikan bahwa peningkatan *air fuel ratio* akan berpengaruh terhadap peningkatan efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* berdasarkan *Input – Output Energy*.



**Gambar 4.2 Grafik Input Output–Efiseinsi vs Air Fuel Ratio**

b) Metode Tidak Langsung (*Heat Loss Method*)

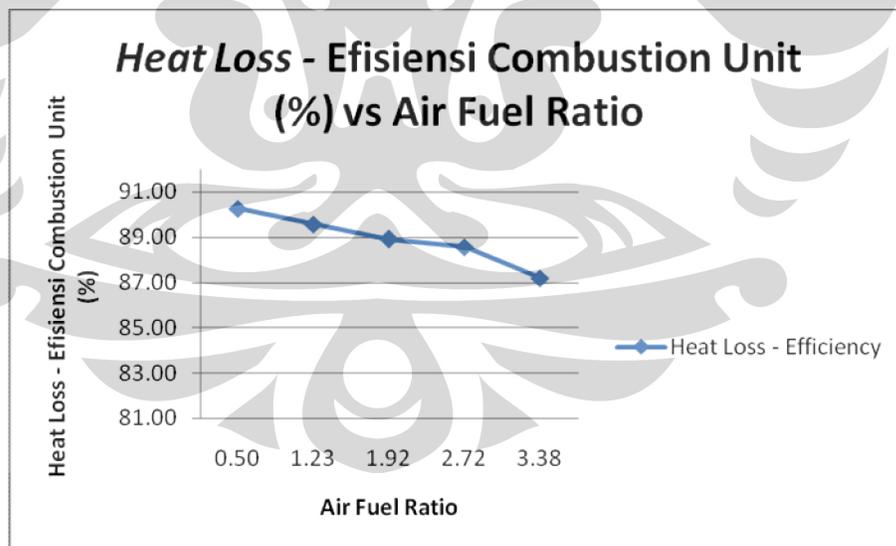
Efisiensi dengan metode *Heat Loss* mengindikasikan efisiensi terhadap aspek desain dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Kalkulasi efisiensi ini berbeda dengan metode *Input Output Energy*, kalkulasi ini dihitung berdasarkan kerugian kalor yang diakibatkan dari proses pembakaran, lingkungan, dan dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

Jika dilihat dari grafik, peningkatan dari *air fuel ratio* berpengaruh terhadap penurunan *Heat Loss method* - efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Penurunan efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* ini disebabkan oleh temperatur api yang semakin meningkat. Sehingga

mengakibatkan kerugian yang disebabkan oleh flue gas menjadi semakin besar dan akan mengurangi efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* dengan meningkatnya laju udara sekunder.

Hal ini bertolak belakang dengan efisiensi dengan metode *Input Output Energy* yang semakin meningkat dengan bertambahnya *air fuel ratio*. Peristiwa ini diakibatkan karena metode tersebut hanya berfokus pada energi yang dihasilkan tetapi tidak berdasarkan kerugian energi pada sistem *Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

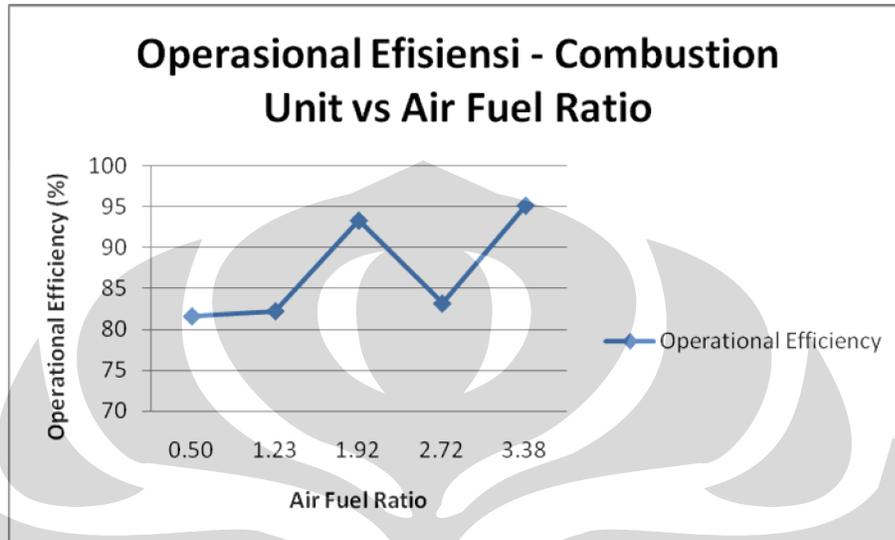
Besar efisiensi dengan *het loss method* hanya akan sebanding dengan efisiensi *Input Output method* jika efisiensi tersebut berada pada kondisi *steady date*. Tetapi hal ini tidak mungkin terjadi karena peralatan yang ada saat ini belum memungkinkan untuk menjadi pada keadaan tersebut. Efisiensi tertinggi berada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai 90,26% dan yang terendah berada pada *air fuel ratio* sebesar 3,38 dengan nilai 88,91%.



**Gambar 4.3 Grafik Heat Loss-Efisiensi vs Air Fuel Ratio**

c) Operasional Efisiensi

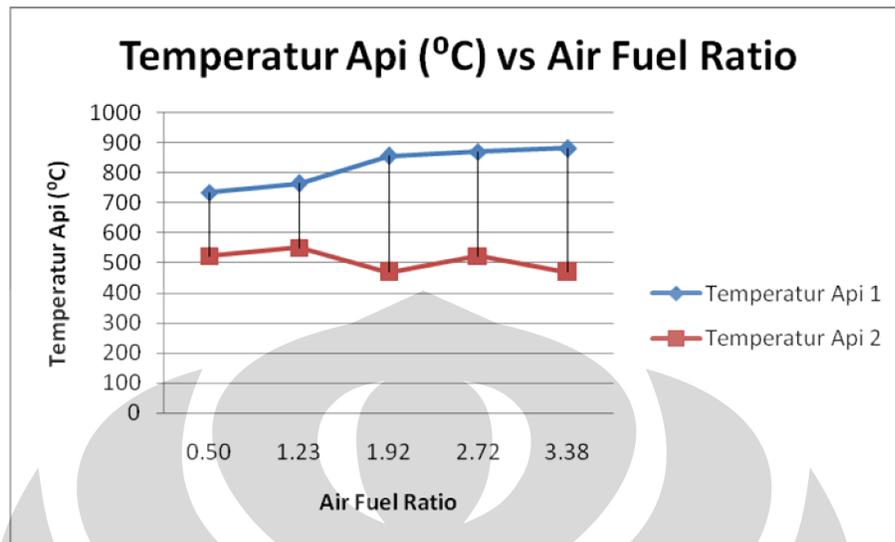
Perbandingan efisiensi antara *Input Output method* dengan *Heat Loss method* menggambarkan efek dari proses yang bervariasi.



**Gambar 4.4** Grafik Operasional Efisiensi vs Air Fuel Ratio

#### **IV.4. Pengaruh *Air Fuel Ratio* terhadap temperatur rata – rata flame di burner.**

Temperatur api diukur dengan menggunakan thermocouple yang berada pada lubang observasi di *Combustion Unit Laboratory (CUL)*. Setelah beberapa kali melakukan pengujian api yang dihasilkan pada gasifikasi biomassa ini mempunyai panjang api yang relatif lebih panjang dibandingkan dengan panjang api hasil gasifikasi batubara. Kesimpulan dari grafik dapat disimpulkan bahwa temperatur api yang ada selama proses pembakaran akan meningkat dengan kenaikan dari *air fuel ratio*.



**Gambar 4.5 Grafik Temperatur Api vs Air Fuel Ratio**

Temperatur api yang tertinggi diperoleh pada *air fuel ratio* 3,38 dengan nilai 881 °C dan yang terendah ada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai temperatur 734°C.

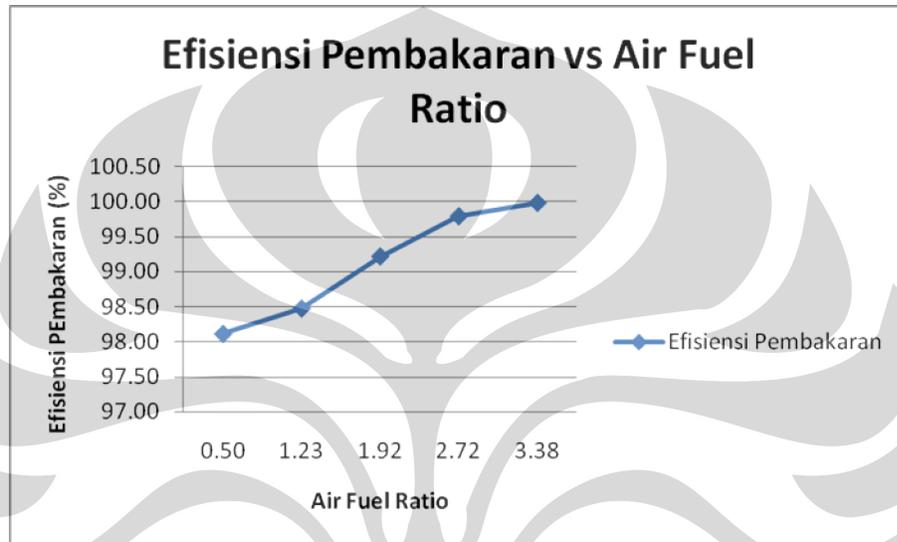
Temperatur api yang semakin meningkat disebabkan oleh meningkatnya kandungan oksigen dan nitrogen dalam reaksi pembakaran sehingga dapat memperbesar probabilitas oksigen untuk bereaksi dengan bahan bakar. Dengan adanya *excess air* juga dapat meningkatkan turbulensi dari pencampuran bahan bakar dan udara sehingga dapat meningkatkan efisiensi pembakaran.

Pada umumnya untuk burner dengan memakai produser gas sebagai bahan bakar, memakai 10 – 20% *excess air* untuk menghasilkan efisiensi pembakaran dan efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* yang optimal. Jika *excess air* diberikan melewati batas pembakaran sempurna maka dapat menyebabkan kalor dari hasil pembakaran terbuang jika terlalu banyak kapasitas dari *excess air*.

#### **IV.5. Pengaruh *Air Fuel Ratio* terhadap efisiensi pembakaran pada burner.**

Terlihat pada grafik antara efisiensi pembakaran dengan *air fuel ratio*, efisiensi pembakaran mempunyai tren yang semakin meningkat dengan peningkatan dari *air fuel ratio*. Hal ini disebabkan kadar CO dari *flue gas* yang

semakin mengecil dengan peningkatan dari *air fuel ratio*. Dengan peningkatan ini pun juga dapat diindikasikan proses pembakaran yang terjadi mempunyai turbulensi dan pencampuran yang baik. Efisiensi tertinggi dicapai pada *air fuel ratio* sebesar 3,38 dengan nilai 99,98% dan yang terendah ada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai 98,12%.



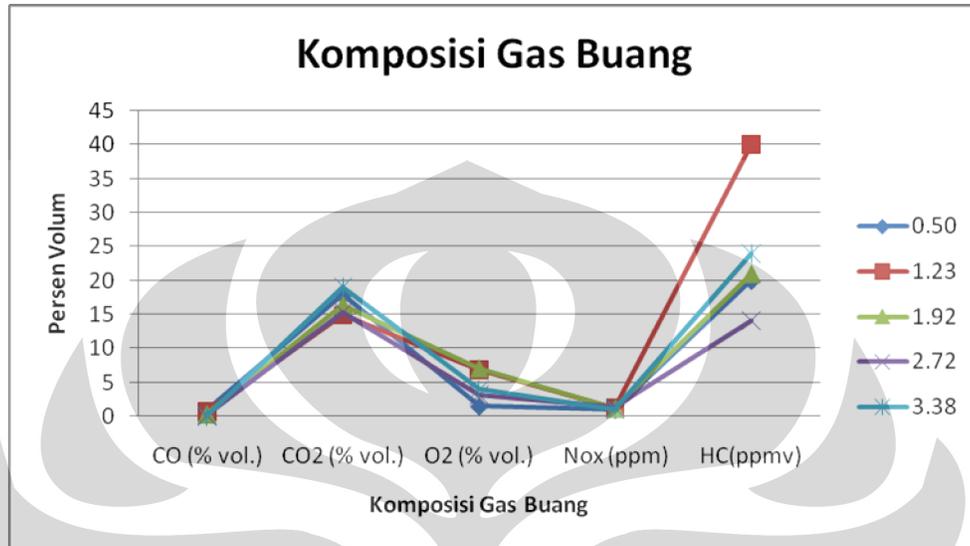
**Gambar 4.6 Grafik Efisiensi Pembakaran vs Air Fuel Ratio**

#### **IV.6. Pengaruh *Air Fuel Ratio* terhadap emisi gas buang.**

Dengan bertambahnya *air fuel ratio* pada proses pembakaran menghasilkan emisi gas buang yang cukup baik. Hal ini ditandai dengan efisiensi pembakaran yang semakin meningkat jika dilihat dari kadar CO yang semakin menurun. Kadar CO pada emisi gas buang mengindikasikan proses pembakaran yang kurang sempurna sehingga diperlukan udara berlebih untuk mencapai pembakaran yang sempurna tetapi juga harus memperhatikan efisiensi dari *Combustion Unit Laboratory (CUL)*.

Hadirnya CO<sub>2</sub> menggambarkan proses pembakaran yang sempurna tetapi akan merugikan jika melewati batas dari emisi gas buang yang dihasilkan. Naiknya kadar HC menggambarkan ada bahan bakar yang tidak terbakar dalam proses pembakaran. Kadar HC ini dapat mengindikasikan udara berlebih yang dipakai

pada proses pembakaran sudah tidak optimal. Sehingga jika terlihat pada grafik maka proses pembakaran yang optimal berada pada *air fuel ratio* sebesar 1,78.



**Gambar 4.7 Grafik Komposisi Gas Buang vs Air Fuel Ratio**

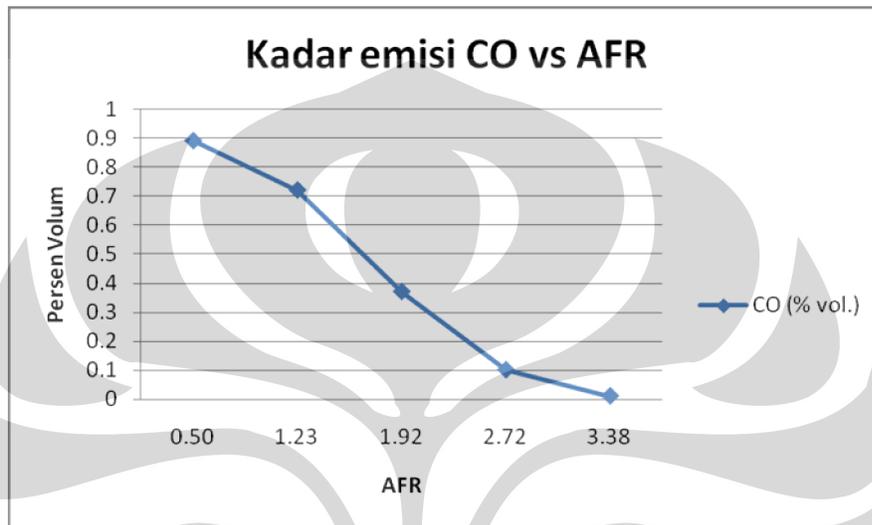
#### IV.6.1. Kadar emisi Karbonmonoksida (CO) terhadap Air Fuel Ratio

Pada grafik ini kadar emisi karbonmonoksida semakin menurun dengan peningkatan *Air Fuel Ratio*. Hal ini menandakan pembakaran yang terjadi di dalam burner semakin sempurna. Karena penambahan laju udara sekunder akan menambah peluang reaksi antara oksigen dengan karbonmonoksida sehingga membentuk karbondioksida sebagai hasil dari pembakaran sempurna.

Kadar karbon monoksida merupakan salah satu gas yang berbahaya jika melewati batas normal. Karbon monoksida juga memiliki efek-efek buruk bagi bayi dari wanita hamil. Gejala dari keracunan ringan meliputi sakit kepala dan mual-mual pada konsentrasi kurang dari 100 ppm. Konsentrasi serendah 667 ppm dapat menyebabkan 50% hemoglobin tubuh berubah menjadi karboksihemoglobin (HbCO).

Karboksihemoglobin cukup stabil, namun perubahan ini reversibel. Karboksihemoglobin tidaklah efektif dalam menghantarkan oksigen,

sehingga beberapa bagian tubuh tidak mendapatkan oksigen yang cukup. Sebagai akibatnya, paparan pada tingkat ini dapat membahayakan jiwa. Di Amerika Serikat, organisasi Administrasi Kesehatan dan Keselamatan Kerja membatasi paparan di tempat kerja sebesar 50 ppm



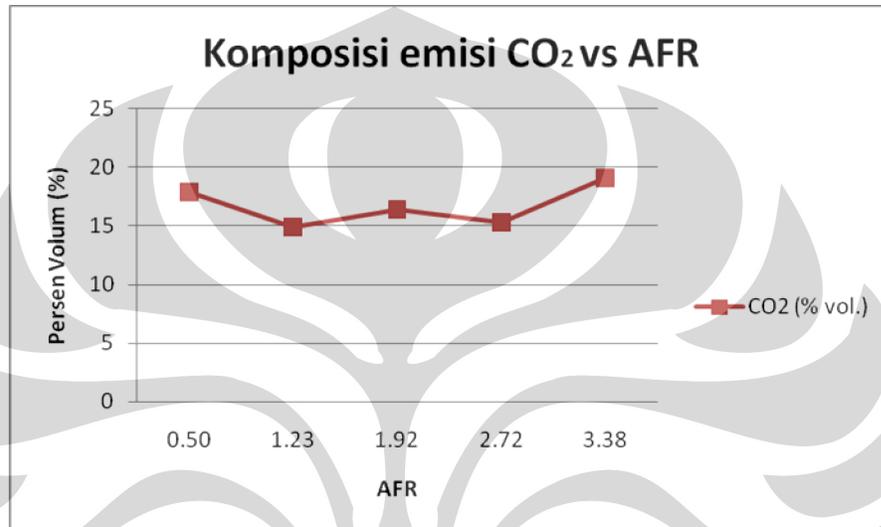
**Gambar 4.8. Grafik Kadar emisi CO vs AFR**

#### IV.6.2. Kadar emisi Karbondioksida ( $CO_2$ ) terhadap Air Fuel Ratio

Emisi  $CO_2$  pada proses pembakaran menandakan sebuah pembakaran sempurna. Seperti yang terlihat pada grafik sebelumnya dengan penurunan kadar emisi CO akan bertolak belakang dengan kadar emisi  $CO_2$  karena reaksi dari CO dengan  $O_2$  akan membentuk  $CO_2$  sebagai hasil dari pembakaran sempurna. Dari grafik ini kadar  $CO_2$  mengalami tren yang semakin meningkat.

Oleh karena bahaya kesehatan yang diasosiasikan dengan paparan karbon dioksida, Administrasi Kesehatan dan Keselamatan Kerja Amerika Serikat menyatakan bahwa paparan rata-rata untuk orang dewasa yang sehat selama waktu kerja 8 jam sehari tidak boleh melebihi 5.000 ppm (0,5%). Batas aman maksimum untuk balita, anak-anak, orang tua, dan individu dengan masalah kesehatan kardiopulmonari (jantung dan paru-paru) secara signifikan lebih kecil. Untuk paparan dalam jangka waktu

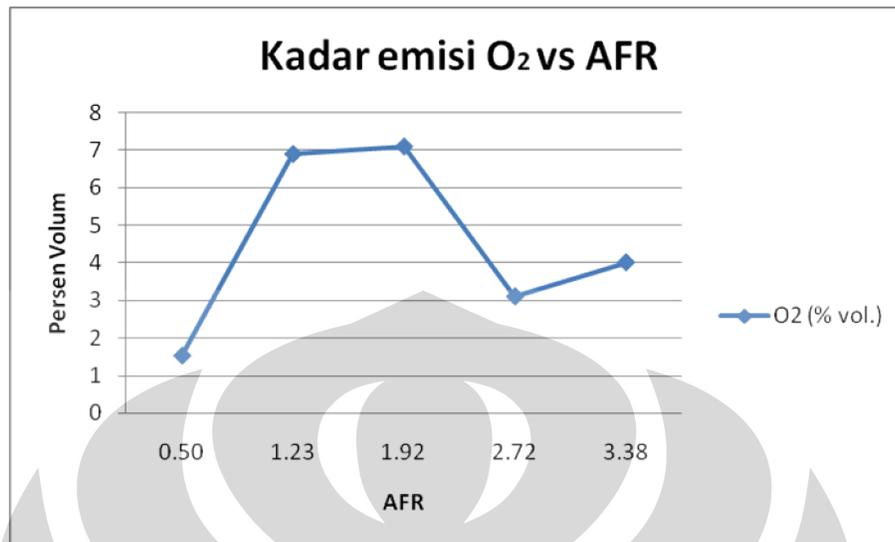
pendek (di bawah 10 menit), batasan dari Institut Nasional untuk Kesehatan dan Keamanan Kerja Amerika Serikat (NIOSH) adalah 30.000 ppm (3%). NIOSH juga menyatakan bahwa konsentrasi karbon dioksida yang melebihi 4% adalah langsung berbahaya bagi keselamatan jiwa dan kesehatan



**Gambar 4.9. Grafik Kadar emisi CO<sub>2</sub> vs AFR**

#### *IV.6.3. Kadar emisi Oksigen (O<sub>2</sub>) terhadap Air Fuel Ratio*

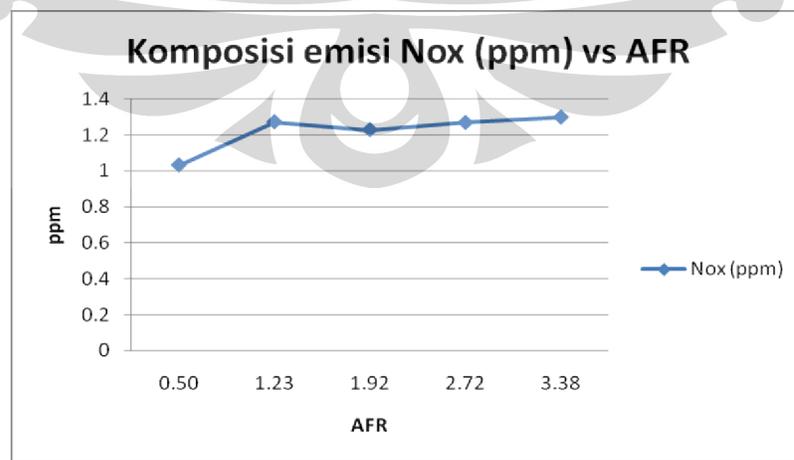
Oksigen yang terlihat pada emisi gas buang merupakan hasil dari penambahan laju udara sekunder pada burner. Dengan semakin tingginya kadar oksigen akan berpotensi untuk menambah kadar CO<sub>2</sub> dan NO<sub>x</sub>. Kenaikan kadar oksigen akan bertambah setelah melewati fase pembakaran sempurna yang terdapat pada range AFR sebesar 2,5 -3.



**Gambar 4.10. Grafik Kadar emisi O<sub>2</sub> vs AFR**

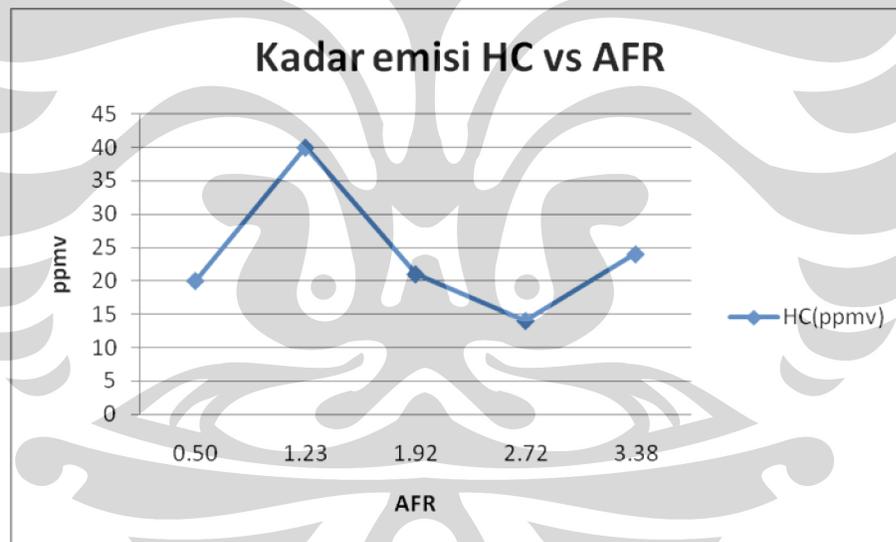
#### IV.6.4. Kadar emisi Nitrogen Oksida (NO<sub>x</sub>) terhadap Air Fuel Ratio

Nitrogen secara umum adalah bagian yang besar dari pada udara yang dihirup, pada kenyataannya 80% dari udara adalah nitrogen, secara normal atom-atom nitrogen mengambang terikat satu sama lainnya seperti pasangan kimia, tetapi ketika udara dipanaskan seperti pada nyala api boiler (3000 F=1648 C), atom nitrogen ini terpecah dan terikat dengan oksigen, bentuk ini sebagai nitrogen oksida atau kadang kala itu disebut sebagai NO<sub>x</sub>. Pada aplikasi burner NO<sub>x</sub> ini merupakan emisi gas yang harus dikurangi karena dapat menyebabkan polusi.



**Gambar 4.11. Grafik Kadar emisi  $NO_x$  vs AFR****IV.6.5. Kadar emisi Hidrokarbon (HC) terhadap Air Fuel Ratio**

Apabila emisi HC tinggi, menunjukkan ada 2 kemungkinan penyebabnya yaitu AFR yang tidak tepat (terlalu kaya) atau gas yang tidak terbakar dengan sempurna di ruang bakar. Apabila suatu senyawa hidrokarbon terbakar sempurna (bereaksi dengan oksigen) maka hasil reaksi pembakaran tersebut adalah karbondioksida ( $CO_2$ ) dan air ( $H_2O$ ). Walaupun rasio perbandingan antara udara dan produser gas sudah tepat dan didukung oleh desain ruang bakar saat ini yang sudah mendekati ideal, tetapi tetap saja sebagian dari produser gas seolah-olah tetap dapat “bersembunyi” dari api saat terjadi proses pembakaran dan menyebabkan emisi HC pada ujung *stack* cukup tinggi.

**Gambar 4.12. Grafik Kadar emisi HC vs AFR**

## BAB V

### KESIMPULAN DAN SARAN

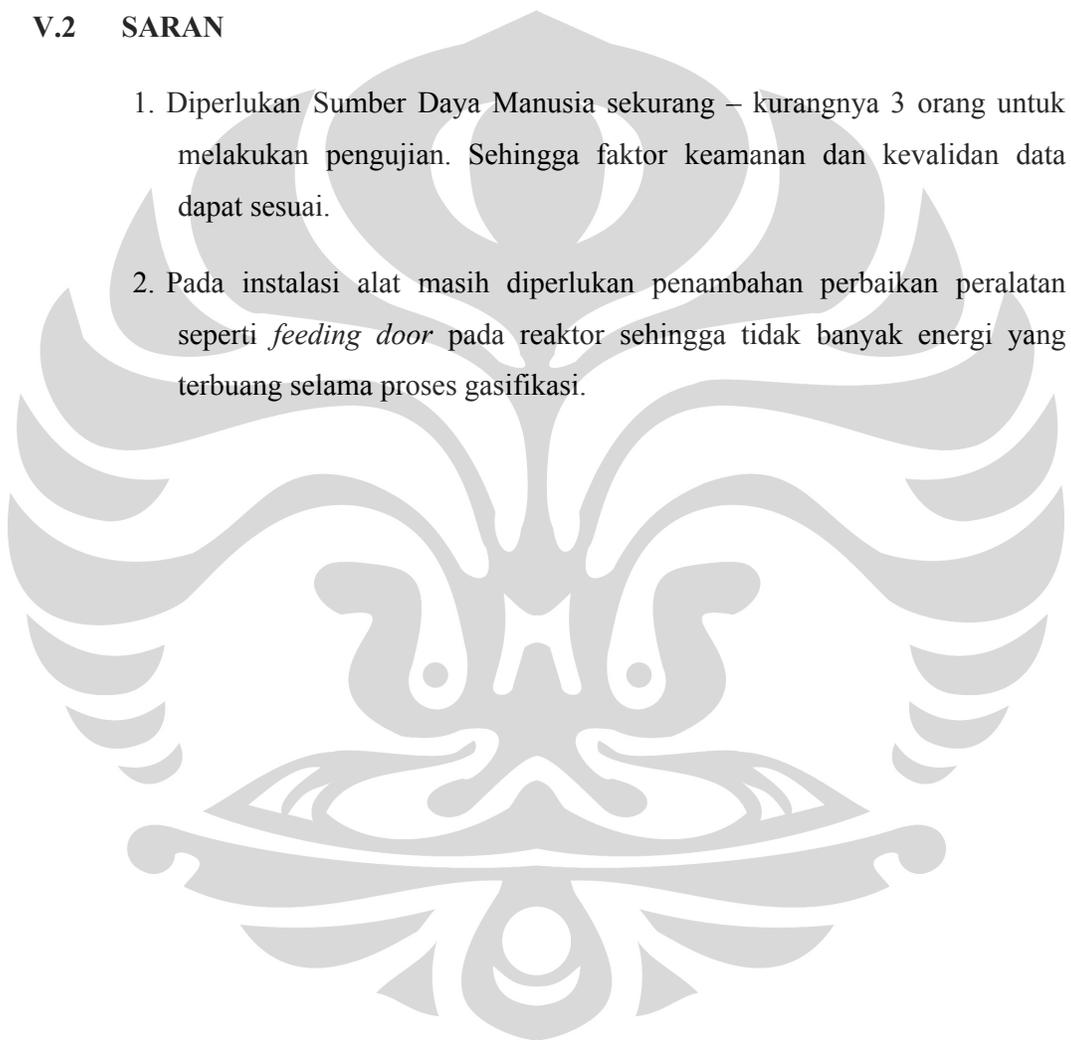
#### V.1 KESIMPULAN

1. Semakin besar *air fuel ratio* yang masuk ke burner akan berpengaruh terhadap peningkatan *heat release rate Combustion Unit Laboratory (CUL)*. *Heat release rate* yang tertinggi sebesar 9,7 kJ/s berada pada *air fuel ratio* 1,92 dan 3,38 dengan *mass flow rate* sebesar 0,0018 kg/s dan yang terendah 8,7 kJ/s ada pada *air fuel ratio* 0,5; 1,23; 2,72 dengan *mass flow rate* sebesar 0,0018 kg/s .
2. Peningkatan *air fuel ratio* akan berpengaruh terhadap peningkatan efisiensi *Combustion Unit Laboratory (CUL)* berdasarkan *Input – Output Energy*. Efisiensi tertinggi sebesar 82,89% terdapat pada *air fuel ratio* 1,92 dan 3,38 dengan *mass flowrate* bahan bakar sebesar 0,0018 kg/s.
3. Peningkatan dari *air fuel ratio* berpengaruh terhadap penurunan *Combustion Unit Laboratory (CUL)* berdasarkan *Heat Loss method*. Efisiensi tertinggi berada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai 90,26% dan yang terendah berada pada *air fuel ratio* sebesar 3,38 dengan nilai 87,2%.
4. Temperatur api yang ada selama proses pembakaran akan meningkat dengan kenaikan dari *air fuel ratio*. Temperatur api yang tertinggi diperoleh pada *air fuel ratio* 3,38 dengan nilai 856 °C dan yang terendah ada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai temperatur 734°C.
5. Efisiensi pembakaran dengan *air fuel ratio*, efisiensi pembakaran mempunyai tren yang semakin meningkat dengan peningkatkan dari *air fuel ratio*. Efisiensi tertinggi dicapai pada *air fuel ratio* sebesar 3,38 dengan nilai 99,98% dan yang terendah ada pada *air fuel ratio* sebesar 0,5 dengan nilai 98,12%.

6. Naiknya kadar HC menggambarkan ada bahan bakar yang tidak terbakar dalam proses pembakaran. Kadar HC ini dapat mengindikasikan udara berlebih yang dipakai pada proses pembakaran sudah tidak optimal. Sehingga jika terlihat pada grafik maka proses pembakaran yang optimal berada pada *air fuel ratio* sebesar 2,72

## V.2 SARAN

1. Diperlukan Sumber Daya Manusia sekurang – kurangnya 3 orang untuk melakukan pengujian. Sehingga faktor keamanan dan kevalidan data dapat sesuai.
2. Pada instalasi alat masih diperlukan penambahan perbaikan peralatan seperti *feeding door* pada reaktor sehingga tidak banyak energi yang terbuang selama proses gasifikasi.



## DAFTAR PUSTAKA

- [1]. <http://blogodril.blogspot.com/2010/02/biomassa-baru-dimanfaatkan-064-dari.html>
- [2]. <http://suyitno.staff.uns.ac.id/2009/07/27/energi-dari-biomasa-potensi-teknologi-dan-strategi/>
- [3]. [http://www.ipard.com/art\\_perkebun/apr11-05\\_isr+edw.asp](http://www.ipard.com/art_perkebun/apr11-05_isr+edw.asp)
- [4]. <http://www.docstoc.com/docs/20905837/Potensi-Energi-Baru-Terbarukan-%28EBT%29-Indonesia>
- [5]. <http://netsains.com/2008/03/energi-alternatif-itu-bernama-biomassa/>
- [6]. Surjosatyo, Adi., Nasir Ani, Farid., “*Development of Swirl Burner Incorporated with A Biomass Combustion System*”, Proceeding, 6 Asia-Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization, Kuala Lumpur, 20 – 22 May 2002.
- [7]. ZA, Zainal., Rifau, Ali., GA, Quadir., KN, Seetharamu., “*Experimental Investigation of a Downdraft Biomass Gasifier*”, Biomass Bioenergy Journal, Januari, 2003.
- [8]. Wang, Ying., Yoshikawa, Yonio., “*Performance Optimization of Two – Staged Gasification System for Woody Biomass*”, International Journal Fuel Processing Tecnology, Elsevier, 2007, pp 243250.
- [9]. Vidian, Fajri, “*Gasifikasi Tempurung Kelapa Menggunakan Updraft Gasifier pada Beberapa Variasi Laju Alir Udara Pembakaran*”, 2004.
- [10]. Larson, E.D., *Small-scale Gasification-Based Biomass Power Generation, Center for Energy & Environmental Studies* (USA: Princenton University, 1998)
- [11]. H.Susanto., “*Moving Bed Gasifier with Internal Recycle and Separate Combustion of Pyrolysis Gas*,” *Ph.D. thesis* (Institut Teknologi Bandung: Bandung, 1984)

## Lampiran 1. Data Perolehan Lab

A. Pengukuran laju alir udara pada bukaan penuh suplai udara primer.

Pengukuran laju alir udara ini menggunakan Hot wire anemometer.

Keran Suplai Udara Primer	Pengukuran Laju Alir Udara
	m/s
1	6
2	4,2
3	4,4
4	5,8
5	6,5
6	6,8
7	6,2
8	6,9
<b>Total</b>	<b>46,8</b>

Jumlah laju alir udara primer pada bukaan penuh sebesar 46,8 m/s. Suplai udara primer ini didistribusikan dengan selang berdiameter 0,75". Sehingga mempunyai luas permukaan :

$$A = 3,14 \times ((0,75'' \times 2,54 \text{ cm})/2)^2 = 0,00028489 \text{ m}^2.$$

Dan luasan tersebut jika dikalikan dengan total laju alir udara primer akan menjadi :  
 $0,00028489 \text{ m}^2 \times 46,8 \text{ m/s} = 0,0133 \text{ m}^3/\text{s} = 799,97 \text{ liter per menit} \sim 800 \text{ liter per menit.}$

B. Emisi Gas Buang

AFR	Komposisi Gas Buang				
	CO (% vol.)	CO2 (% vol.)	O2 (% vol.)	Nox (ppm)	HC(ppmv)
0.50	0.89	17.9	1.52	1.032	0.002
1.23	0.72	14.9	6.9	1.274	0.04
1.92	0.37	16.4	7.1	1.23	0.021
2.72	0.1	15.3	3.1	1.27	0.014
3.38	0.01	19.1	4.01	1.1	0.024

C. Pengukuran karakteristik *Combustion Laboratory Unit* pada *Air Fuel Ratio* sebesar 0,5; 1,23; 1,92; 2,72; 3,38

AFR	Pengukuran Temperatur (°C)				
	Api		Air		Flue Gas
	T1	T2	T <sub>inlet</sub>	T <sub>outlet</sub>	
0,5	734	550	29	37	380
1,23	765	650	29	37	411
1,92	856	468	29	38	442
2,72	870	522	29	37	457
3,38	881	468	29	38	520



## Lampiran 2. Perhitungan

Dalam proses gasifikasi tempurung kelapa ini kami memakai variabel tetap terhadap pembakaran yang terjadi di reaktor dengan bukaan kran suplai udara primer penuh . Hal ini dikarenakan pada saat pengujian proses gasifikasi tempurung kelapa hanya dapat berlangsung pada bukaan tersebut. Proses gasifikasi ini akan dilakukan untuk setiap pengambilan data dan perubahan terjadi hanya pada suplai udara sekunder yang masuk ke burner dengan laju alir udara sebesar 1240 lpm, 997 lpm, 705 lpm, 450 lpm, 182 lpm.

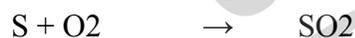
### A. Perhitungan udara stoikiometri untuk gasifikasi tempurung kelapa.

*Tabel Analisa Proksimat dan Ultimat Tempurung Kelapa*

Analisa Proximate (% berat)	
Moisture	5.30
Volatile Matter	70.70
Ash	6.26
Fixed Carbon	17.54
Low Heating Value (kJ/kg)	22000
High Heating Value (kcal/kg)	5585.3251
Low Heating Value (kcal/kg)	5255.8651

Analisa Ultimate (% berat)	
C	47.59
H	6.00
O	45.52
N	0.22
S	0.05
Ash	0.6200

#### Reaksi Pembakaran Zona Oksidasi



$$\text{Densitas udara} = 1,179 \text{ kg/m}^3$$

#### Asumsi :

Massa Bahan Bakar :	1.0000	kg
% berat udara :	23.1500	% Oksigen (O <sub>2</sub> )
	76.8500	% Nitrogen (N <sub>2</sub> )
Temperatur Ambient	25.0000	°C
RH	0.0126	kg/kg

Ultimate Analysis			Berat Molekul	Kebutuhan O <sub>2</sub> kg/kg	Kebutuhan Udara kg/kg	Gas Yang Dihasilkan	
Unsur	%	kg/kg				Produk Gas	kg/kg
C	47.5900	0.4759	12.0000	1.2691	5.4819	CO <sub>2</sub>	1.7450
H <sub>2</sub>	6.0000	0.0600	2.0000	0.4800	2.0734	H <sub>2</sub> O	0.5700
S	0.0500	0.0005	32.0000	0.0005	0.0022	SO <sub>2</sub>	0.0010
O <sub>2</sub>	45.5200	0.4552	32.0000	-	-	-	-
N <sub>2</sub>	0.2200	0.0022	28.0000	-	-	-	-
Ash	0.6200	0.0062	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>100.0000</b>	<b>1.0000</b>		<b>1.7496</b>	<b>7.5575</b>		<b>2.3160</b>

Pada setiap unsur dalam analisa ultimat dibuat menjadi fraksi massa dengan dibagi 100. Dengan mengetahui reaksi yang terjadi di zona oksidasi dan berat molekul masing – masing unsur maka akan dapat diketahui kebutuhan udara stoikiometri untuk masing – masing unsur, seperti berikut :

- Unsur C :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan O}_2 &= \text{fraksi massa} \times (\text{berat unsur O produk} / \text{berat unsur C}) \\ &= 0,4759 \times (32/12) = 1,2691 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan udara} &= \text{massa Kebutuhan O}_2 \times (100/\text{persentase oksigen di udara}) \\ &= 1,261 \times (100/23,15) = 5,4819 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Produk Pembakaran (CO}_2\text{)} = \text{fraksi massa} \times (\text{berat molekul CO}_2\text{ produk} / \text{berat unsur}$$

C)

$$= 0,4759 \times (44/12) = 1,745 \text{ kg/kg}$$

- Unsur H<sub>2</sub> :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan O}_2 &= \text{fraksi massa} \times (\text{berat unsur O produk} / \text{berat unsur H}_2\text{)} \\ &= 0,06 \times (16/2) = 0,48 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan udara} &= \text{massa Kebutuhan O}_2 \times (100/\text{persentase oksigen di udara}) \\ &= 0,48 \times (100/23,15) = 2,0734 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk Pembakaran (H}_2\text{O)} &= \text{fraksi massa} \times (\text{berat molekul H}_2\text{O produk} / \text{berat unsur} \\ &\quad \text{H}_2\text{)} + \text{unsur H}_2\text{O pada bahan bakar} \\ &= 0,06 \times (18/2) = 1,745 \text{ kg/kg} + 0,03 \text{ kg/kg} = 0,57 \text{ kg/kg.} \end{aligned}$$

- Unsur S :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan O}_2 &= \text{fraksi massa} \times (\text{berat unsur O produk} / \text{berat unsur S}) \\ &= 0,0005 \times (32/32) = 0,0005 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan udara} &= \text{massa Kebutuhan O}_2 \times (100/\text{persentase oksigen di udara}) \\ &= 0,0005 \times (100/23,15) = 0,0022 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produk Pembakaran (SO}_2\text{)} &= \text{fraksi massa} \times (\text{berat molekul SO}_2\text{ produk} / \text{berat unsur} \\ &\quad \text{H}_2\text{)} + \text{unsur H}_2\text{O pada bahan bakar} \\ &= 0,0005 \times (64/32) = 0,001 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

Keterangan (kondisi 0% udara berlebih)	Satuan	
	kg/kg	mol
Kebutuhan O2	1.7496	546.7396
Unsur O2 dari bahan bakar	0.4552	142.2500
<b>Total Kebutuhan O2 Stoikiometri</b>	<b>1.2944</b>	<b>404.4896</b>
Kebutuhan Udara Pembakaran	5.5912	-
Rasio Udara Bahan Bakar (AFR) <sub>s</sub>	5.5912	-
Kelembaban Bahan Bakar	0.0704	
Total Kandungan Air	0.6404	
Kebutuhan Udara Pembakaran	6.5920	m <sup>3</sup>
EA (Excess Air)	21,36	%

- Total kebutuhan O<sub>2</sub> stoikiometri didapat dari total kebutuhan O<sub>2</sub> dikurangi unsur O<sub>2</sub> dalam bahan bakar, (1,7496 – 0,4552 = 1,2944 kg/kg) maka akan didapat sejumlah 1,2944 kg/kg.
- Kebutuhan udara pembakaran = 1,2944 x (100/23,15) = 5,5912 kg/kg. = 5,5912 x 1,179 = 6,592 m<sup>3</sup>
- AFR<sub>s</sub> (*Air Fue Ratio Stoichiometry*) = 5,5912 / 1kg = 5,5912
- Kelembaban bahan bakar = 5,5912 x 0,0126 = 0,0704 kg/kg
- EA = ((8 m<sup>3</sup> – 6,592 m<sup>3</sup>)/6,592 m<sup>3</sup>)\*100 = 21,36 %

#### B. Menghitung Equivalence Ratio ( $\phi$ )

Dengan mendapatkan jumlah udara gasifikasi dari pengambilan data dengan hot wire anemometer maka didapat suplai udara sebesar 800 lpm. Dan rentang waktu gasifikasi selama 10 menit dengan 10 kg tempurung kelapa.

Bukaan Valve Primary Air	Laju Aliran Udara ke Reaktor		Rentang Gasifikasi		Jumlah Udara Gasifikasi			
	liter/min	m <sup>3</sup> /s	min	s	liter	m <sup>3</sup>	mol	mass flowrate (kg/s)
90°	800.000	0.0133	<b>10</b>	600	8000	8	325.01	0.016

$$\phi = \frac{(Flow.Rate.Udara.Primer)(Waktu.Operasi)}{(Jumlah.Bahan.Bakar)(AF_s)}$$

Dengan memakai rumus tersebut, maka  $\phi$  akan menjadi :

$$\Phi = (0,016/600)/(10 \times 5,5912) = 0,169.$$

C. Menghitung *Heating Value Gas Producer*

Tabel Analisa Komposisi Gas Producer

Komposisi	%vol	LHV - Hi	Heating Value
		MJ/m <sup>3</sup>	xi.Hi (MJ/m <sup>3</sup> )
CO <sub>2</sub>	0.110	-	-
CO	0.247	11.5668	2.8569996
H <sub>2</sub>	0.159	9.8846	1.5716514
CH <sub>4</sub>	0.067	32.7938	2.1971846
O <sub>2</sub>	0.012	-	-
N <sub>2</sub>	0.390	-	-
H <sub>2</sub> O (fuel)	0.010	-	-
TOTAL	100%	54.25	6.6258356
LHV =	6.6258356	MJ/m <sup>3</sup>	
	1582.554	kkal/m <sup>3</sup>	

Sumber LHV-Hi : Perry RH, *Chemical Engineers Handbook*, 6<sup>th</sup> ed

Melalui tabel analisa produce gas diketahui komposisi persentase volume dari masing – masing unsur kemudian dibagi dengan 100 untuk menghasilkan fraksi volume. LHV ditentukan dengan perkalian antara fraksi volume dengan *heating value*.

D. Menghitung laju alir gas producer

Masuk (Reaktor)			Keluar (Burner)			
Udara Gasifikasi			Gas Producer			
Σ Udara (mol)	Komposisi N <sub>2</sub>	Σ N <sub>2</sub> (mol)	Σ N <sub>2</sub> (mol)	Komposisi N <sub>2</sub>	n <sub>GP</sub> (mol)	V <sub>GP</sub> (m <sup>3</sup> )
325.01	79%	256.75	335.33	39.00%	859.809	21.164
Biomassa						
Σ Biomassa (Kg)	Komposisi N <sub>2</sub>	Σ N <sub>2</sub> (mol)				
10.0000	22.00%	78.571				

$$P.V = n.R.T$$

R	0.08205	L.atm/mol.K
P	1	atm
T	27	C

$$m = \rho \cdot Q$$

Densitas udara	1.179	kg/m <sup>3</sup>
----------------	-------	-------------------

Produksi *gas producer* ditentukan dengan perbandingan dari tabel analisa gas producer, tabel ultimat tempurung kelapa, dan jumlah udara gasifikasi. Dan perhitungan N<sub>2</sub> mol didapat dari perkalian persentase komposisi dengan jumlah mol. V<sub>GP</sub> didapat dari (n<sub>GP</sub> (mol) x R x (T+273)/P)/1000.

#### E. Menghitung Efisiensi Gasifikasi Biomassa

$$\eta = \left[ \frac{(\text{Flowrate.Gas Pr oduser})x(\text{LHV Gas Pr oduser})}{(\text{Konsumsi.Bahan.Bakar})x(\text{LHV.Bahan.Bakar})} \right]$$

Massa Bahan Bakar Yang Digunakan	10.0000	Kg
Diameter Penampang Reaktor	0.15	m
Luas Penampang Reaktor	0.018	m <sup>2</sup>
LHV Tempurung Kelapa	5255.8651	Kkal/Kg
LHV Gas Produser	1582.554	Kkal/m <sup>3</sup>

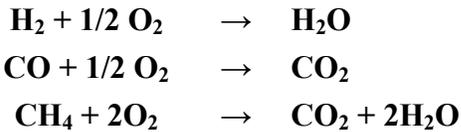
Laju Aliran Udara ke Reaktor		Rentang Gasifikasi		Gas Produser	Efisiensi
liter/min	m <sup>3</sup> /s	min	s	m <sup>3</sup>	%
800.00	0.0133	10	600	21.164	63.73

#### F. Menghitung % berat dari % volum analisa gas producer.

Komposisi	%-vol	Berat Molekul	% Vol X Berat Molekul	% berat
CO <sub>2</sub>	0.11	44	484.00	0.196
CO	0.247	28	691.60	0.281
H <sub>2</sub>	0.159	2	31.80	0.013
CH <sub>4</sub>	0.067	16	107.20	0.044
O <sub>2</sub>	0.012224	32	39.12	0.016
N <sub>2</sub>	0.39	28	1092.00	0.443
H <sub>2</sub> O (fuel)	0.01	18	18.00	0.007
<b>TOTAL</b>	<b>100%</b>	<b>168</b>	<b>2463.72</b>	<b>1.00</b>

### G. Menghitung Kebutuhan Udara *Gas Producer*

#### Reaksi Pembakaran Gas di Burner



#### Asumsi :

Udara berlebih 45%	
Massa Bahan Bakar :	1.0000 kg
% berat udara :	23.1500 % Oksigen (O <sub>2</sub> )
	76.8500 % Nitrogen (N <sub>2</sub> )
Temperatur Ambient	25.0000 °C
RH	0.0126 kg/kg

Gas Producer Analysis			Berat Molekul	Kebutuhan O <sub>2</sub> kg/kg	Kebutuhan Udara kg/kg	Produk Gas (kg/kg)		
Unsur	% berat	kg/kg				CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	19.6451	0.1965	44.0000					
CO	28.0714	0.2807	28.0000	0.1604	0.6929	0.4410		0.5334
H <sub>2</sub>	1.2907	0.0129	2.0000	0.0516	0.2230		0.1154	0.3409
CH <sub>4</sub>	4.3511	0.0435	16.0000	0.3481	1.5036	0.1194	0.0977	0.5778
O <sub>2</sub>	1.5877	0.0159	32.0000	-		-		
N <sub>2</sub>	44.3233	0.4432	28.0000					
H <sub>2</sub> O (fuel)	0.7306	0.0073	18.0000				0.0073	
<b>Total</b>	<b>100.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>168.0000</b>	<b>0.5601</b>	<b>2.4196</b>	<b>0.5604</b>	<b>0.2204</b>	<b>1.4521</b>

Dengan perhitungan yang sama dengan kalkulasi A maka akan didapat hasil, sebagai berikut :

Keterangan (kondisi 0% udara berlebih)	Satuan	
	kg/kg	mol
Kebutuhan O <sub>2</sub>	0.5601	175.0404
Unsur O <sub>2</sub> dari bahan bakar	0.0435	13.5973
<b>Total Kebutuhan O<sub>2</sub> Stoikiometri</b>	<b>0.5166</b>	<b>161.4431</b>
Kebutuhan Udara Pembakaran	2.2316	-
Rasio Udara Bahan Bakar (AFR)s	2.2316	-
Kelembaban Bahan Bakar	0.0281	
Total Kandungan Air	0.0281	
Kebutuhan Udara Pembakaran	2.6311	m <sup>3</sup>

### H. Menghitung Karakteristik *Gas Producer*

1btu/lb	2.3260	kJ/kg
LHV	6566.1734	kJ/kg
HHV	7099.5067	kJ/kg
1lb/ft <sup>3</sup>	16.0200	kg/m <sup>3</sup>
densitas gas	1.5533	kg/m <sup>3</sup>

1lb	0.454	kg
1ft <sup>3</sup> /lb	0.0624	m <sup>3</sup> /kg

Gas Producer Analysis			LHV	Densitas	spec. vol	spesifik heat flue gas
Unsur	% berat	kg/kg	kJ/kg	kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /kg	kJ/kg °C
CO <sub>2</sub>	19.6451	0.1965		0.3682	0.1048	
CO	28.0714	0.2807	2838.33	0.3330	0.2366	0.2863
H <sub>2</sub>	1.2907	0.0129	1549.85	0.0011	0.1512	0.1848
CH <sub>4</sub>	4.3511	0.0435	2177.99	0.2958	0.0640	0.0966
O <sub>2</sub>	1.5877	0.0159		0.0215	0.0117	
N <sub>2</sub>	44.3233	0.4432		0.5282	0.3718	
H <sub>2</sub> O (fuel)	0.7306	0.0073		0.0056	0.0096	
<b>Total</b>	<b>100.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>6566.17</b>	<b>1.5533</b>	<b>0.9496</b>	<b>0.5678</b>

Untuk LHV, densitas, dan specific volume didapat dari sumber : “Boiler for power and process” by Kumar Prayapolu.

I. Menghitung Dry Weight (berat kering) dari gas producer.

Unsur	kg/kg	Produk	kg/kg	kg produk/kg bahan bakar	Persen Berat (%)
CO	0.2807	CO <sub>2</sub>	0.4410	0.4410	18.69
CH <sub>4</sub>	0.0435	CO <sub>2</sub>	0.1194	0.1194	5.06
H <sub>2</sub>	0.0129	H <sub>2</sub> O	0.1162		
H <sub>2</sub> O (Bahan Bakar+CH <sub>4</sub> )	0.1050	-	0.1050		
H <sub>2</sub> O (Udara)	0.0281	-	0.0004		
<b>Total H<sub>2</sub>O</b>			<b>0.2216</b>	<b>0.2216</b>	<b>9.39</b>
N <sub>2</sub> (Bahan Bakar)	0.4432	N <sub>2</sub>	1.4521		
N <sub>2</sub> (Udara)	0.0281		0.0216		
<b>Total N<sub>2</sub></b>			<b>1.4737</b>	<b>1.4737</b>	<b>62.47</b>
O <sub>2</sub> Berlebih			0.1033	0.1033	4.38
<b>Total Berat (basah)</b>				<b>2.3590</b>	<b>100.0</b>
<b>Total Berat (kering)</b>				<b>2.1374</b>	

J. Menghitung Efisiensi *Combustion Unit Laboratory* untuk AFR sebesar 0,5

- Direct method (Input-Output Method)

$$\text{Efficiency of Combustion Unit Laboratory } (\eta) = \frac{\dot{m}_w \times C_p \times \Delta T}{\dot{m}_f \times \text{LHV}} \times 100\%$$

Heat of Feedwater	8.7090
Heat of Combustion	12.7791
<b>Efficiency-based on HHV (%)</b>	<b>68.1500</b>
<b>Efficiency-based on LHV (%)</b>	<b>73.6854</b>

Keterangan :

mw	laju alir massa air	0.2600	kg/s
Cp	kalor spesifik air	4.1870	kJ/kg °K
T akhir	temp. outlet air	37.0000	°C
T awal	temp. inlet air	29.0000	°C
mf	laju alir massa BB	0.0018	kg/s
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	kJ/kg

Untuk laju alir massa air dan Bahan Bakar didapat dari perhitungandata laboratorium.

- Indirect Method (Heat Loss Method)

Losses	GCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg} \times (T_g - t_g) \times 100}{\text{GCV}} \%$	6.07
Moisture Losses in fuel	$= \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{\text{GCV}} \%$	2.22
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p (T_g - t_g) \times 100}{\text{GCV}} \%$	0.27
Stack Losses (DGL + ML + HL )		8.56
Radiation and Conduction Losses		0.35
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.50
Manufacturer Margin		1.00
<b>Total Losses</b>		<b>10.41</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on HHV)</b>		<b>89.59</b>

Losses	NCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg}(T_g - t_a) \times 100}{\text{NCV}} \%$	6.56
Moisture Losses		0.00
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p(T_g - t_a) \times 100}{\text{NCV}} \%$	1.18
Stack Losses (DGL + ML + HL )		7.74
Radiation and Conduction Losses		0.38
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.54
Manufacturer Margin		1.08
<b>Total Losses</b>		<b>9.74</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>		<b>90.26</b>

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	2.1374	kg/kg
Cpg	spesifik kalor flue gas	0.5678	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	380.0000	°C
Ta	Temperatur ambien	25.0000	°C
9H2+m	kadar H2O pembakaran	0.2204	kg/kg
Hs	kalor laten uap saat temp. akhir flue gas	167.6000	KJ/kg
Cp	kalor spesifik superheated steam	2.0000	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. 25 °C	104.8000	KJ/kg
Cw	kalor spesifik air	1.0000	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	KJ/kg
NCV	Net Calorific Value (LHV)	6566.1734	KJ/kg
Wm	kelembaban saat 20% udara berlebih	0.0269	kg/kg
<i>sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu</i>			
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	3.0000	%
Radiation and Conduction Losses		0.3500	%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	0.0000	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	1.5000	%

➤ Operational Efficiency

$$\text{Operational Efficiency} = \frac{\text{Efficiency by Direct Method}}{\text{Efficiency by Indirect Method}} \times 100\%$$

Efficiency	Based on HHV	Based on LHV
Direct Method (%)	68.1500	73.6854
Indirect Method (%)	89.5905	90.2575
<b>Operational Efficiency (%)</b>	<b>76.0683</b>	<b>81.6391</b>

➤ Heat Balance

<b>Heat Input (kJ/s)</b>	Kalor Pembakaran	$Q_{\text{syngas}} = m_{\text{bahanbakar}} \cdot LHV$	12.7791
<b>Heat Output (kJ/s)</b>	Kalor yang Diserap Air	$Q_{\text{air}} = m_{\text{air}} \cdot C_{p \text{ air}} \cdot \Delta T$	8.7090
	Kalor Gas Buang	$Q_{\text{gas buang}} = m_{\text{gas buang}} \cdot C_{p \text{ gas buang}} \cdot \Delta T$	0.7180
<b>Total Heat Output (kJ/s)</b>			<b>9.4270</b>
<b>Unaccountable Losses (kJ/s)</b>			<b>3.3522</b>

K. Menghitung Efisiensi *Combustion Unit Laboratory* untuk AFR sebesar 1,23

➤ Direct method (Input-Output Method)

$$\text{Efficiency of Combustion Unit Laboratory } (\eta) = \frac{\dot{m}_w \times C_p \times \Delta T}{\dot{m}_f \times LHV} \times 100\%$$

Heat of Feedwater	8.7090
Heat of Combustion	12.7791
<b>Efficiency-based on HHV (%)</b>	<b>68.1500</b>
<b>Efficiency-based on LHV (%)</b>	<b>73.6854</b>

Keterangan :

mw	laju alir massa air	0.2600	kg/s
Cp	kalor spesifik air	4.1870	kJ/kg °K

T akhir	temp. outlet air	37.0000	°C
T awal	temp. inlet air	29.0000	°C
mf	laju alir massa BB	0.0018	kg/s
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	kJ/kg

Untuk laju alir massa air dan Bahan Bakar didapat dari perhitungan data laboratorium.

➤ Indirect Method (Heat Loss Method)

Losses	GCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{p_g} \times (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	7.38
Moisture Losses in fuel	$= \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{GCV} \%$	2.70
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	0.33
Stack Losses (DGL + ML + HL )		10.41
Radiation and Conduction Losses		0.35
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.50
Manufacturer Margin		1.00
<b>Total Losses</b>		<b>12.26</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on HHV)</b>		<b>87.74</b>

Losses	NCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{p_g} (T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	7.98
Moisture Losses		0.00
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p (T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	1.44
Stack Losses (DGL + ML + HL )		9.42
Radiation and Conduction Losses		0.38
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.54
Manufacturer Margin		1.08
<b>Total Losses</b>		<b>11.42</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>		<b>88.58</b>

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	2.1374	kg/kg
Cpg	spesifik kalor flue gas	0.5678	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	457.0000	°C
Ta	Temperatur ambien	25.0000	°C
9H2+m	kadar H2O pembakaran	0.2204	kg/kg
Hs	kalor laten uap saat temp. akhir flue gas	167.6000	KJ/kg
Cp	kalor spesifik superheated steam	2.0000	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. 25 °C	104.8000	KJ/kg
Cw	kalor spesifik air	1.0000	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	KJ/kg
NCV	Net Calorific Value (LHV)	6566.1734	KJ/kg
Wm	kelembaban saat 20% udara berlebih	0.0269	kg/kg
<i>sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu</i>			
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	3.0000	%
Radiation and Conduction Losses		0.3500	%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	0.0000	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	1.5000	%

➤ Operational Efficiency

$$\text{Operational Efficiency} = \frac{\text{Efficiency by Direct Method}}{\text{Efficiency by Indirect Method}} \times 100\%$$

Efficiency	Based on HHV	Based on LHV
Direct Method (%)	68.1500	73.6854
Indirect Method (%)	87.7378	88.5782
<b>Operational Efficiency (%)</b>	<b>77.6745</b>	<b>83.1868</b>

➤ Heat Balance

<b>Heat Input (kJ/s)</b>	Kalor Pembakaran	$Q_{syngas} = m_{bahanbakar} \cdot LHV$	12.7791
<b>Heat Output (kJ/s)</b>	Kalor yang Diserap Air	$Q_{air} = m_{air} \cdot C_{p\ air} \cdot \Delta T$	8.7090
	Kalor Gas Buang	$Q_{gas\ buang} = m_{gas\ buang} \cdot C_{p\ gas\ buang} \cdot \Delta T$	0.8737
<b>Total Heat Output (kJ/s)</b>			<b>9.5827</b>
<b>Unaccountable Losses (kJ/s)</b>			<b>3.1964</b>

L. Menghitung Efisiensi *Combustion Unit Laboratory* untuk AFR sebesar 1,92

➤ Direct method (Input-Output Method)

$$\text{Efficiency of Combustion Unit Laboratory } (\eta) = \frac{\dot{m}_w \times C_p \times \Delta T}{\dot{m}_f \times LHV} \times 100\%$$

Heat of Feedwater	9.7976
Heat of Combustion	12.7791
<b>Efficiency-based on HHV (%)</b>	<b>76.6687</b>
<b>Efficiency-based on LHV (%)</b>	<b>82.8961</b>

Keterangan :

mw	laju alir massa air	0.2600	kg/s
Cp	kalor spesifik air	4.1870	kJ/kg °K
T akhir	temp. outlet air	38.0000	°C
T awal	temp. inlet air	29.0000	°C
mf	laju alir massa BB	0.0018	kg/s
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	kJ/kg

Untuk laju alir massa air dan Bahan Bakar didapat dari perhitungan data laboratorium.

➤ Indirect Method (Heat Loss Method)

Losses	GCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{p_g} \times (T_g - t_g) \times 100}{GCV} \%$	7.13

Moisture Losses in fuel	$= \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{GCV} \%$	2.61
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p(T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	0.32
Stack Losses (DGL + ML + HL )		10.05
Radiation and Conduction Losses		0.35
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.50
Manufacturer Margin		1.00
<b>Total Losses</b>		<b>11.90</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on HHV)</b>		<b>88.10</b>

Losses	NCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg}(T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	7.71
Moisture Losses		0.00
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p(T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	1.39
Stack Losses (DGL + ML + HL )		9.09
Radiation and Conduction Losses		0.38
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.54
Manufacturer Margin		1.08
<b>Total Losses</b>		<b>11.09</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>		<b>88.91</b>

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	2.1374	kg/kg
Cpg	spesifik kalor flue gas	0.5678	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	442.0000	°C
Ta	Temperatur ambien	25.0000	°C
9H2+m	kadar H2O pembakaran	0.2204	kg/kg
Hs	kalor laten uap saat temp. akhir flue gas	167.6000	KJ/kg
Cp	kalor spesifik superheated steam	2.0000	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. 25 °C	104.8000	KJ/kg

Cw	kalor spesifik air	1.0000	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	KJ/kg
NCV	kelembaban saat 20% udara berlebih	6566.1734	KJ/kg
Wm		0.0269	kg/kg
<i>sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu</i>			
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	3.0000	%
Radiation and Conduction Losses		0.3500	%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	0.0000	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	1.5000	%

➤ Operational Efficiency

$$\text{Operational Efficiency} = \frac{\text{Efficiency by Direct Method}}{\text{Efficiency by Indirect Method}} \times 100\%$$

Efficiency	Based on HHV	Based on LHV
Direct Method (%)	76.6687	82.8961
Indirect Method (%)	88.0988	88.9054
<b>Operational Efficiency (%)</b>	<b>87.0259</b>	<b>93.2408</b>

➤ Heat Balance

<b>Heat Input (kJ/s)</b>	Kalor Pembakaran	$Q_{\text{syngas}} = m_{\text{bahan bakar}} \cdot \text{LHV}$	12.7791
<b>Heat Output (kJ/s)</b>	Kalor yang Diserap Air	$Q_{\text{air}} = m_{\text{air}} \cdot C_{p \text{ air}} \cdot \Delta T$	9.7976
	Kalor Gas Buang	$Q_{\text{gas buang}} = m_{\text{gas buang}} \cdot C_{p \text{ gas buang}} \cdot \Delta T$	0.8434
<b>Total Heat Output (kJ/s)</b>			<b>10.6410</b>
<b>Unaccountable Losses (kJ/s)</b>			<b>2.1381</b>

M. Menghitung Efisiensi *Combustion Unit Laboratory* untuk AFR sebesar 2,72

➤ Direct method (Input-Output Method)

Heat of Feedwater	8.7090
Heat of Combustion	12.7791
<b>Efficiency-based on HHV (%)</b>	<b>68.1500</b>
<b>Efficiency-based on LHV (%)</b>	<b>73.6854</b>

Keterangan :

Mw	laju alir massa air	0.2600	kg/s
Cp	kalor spesifik air	4.1870	kJ/kg °K
T akhir	temp. outlet air	37.0000	°C
T awal	temp. inlet air	29.0000	°C
mf	laju alir massa BB	0.0018	kg/s
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	kJ/kg

Untuk laju alir massa air dan Bahan Bakar didapat dari perhitungan data laboratorium.

➤ Indirect Method (Heat Loss Method)

Losses	GCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pS} \times (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	7.38
Moisture Losses in fuel	$= \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{GCV} \%$	2.70
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	0.33
Stack Losses (DGL + ML + HL )		10.41
Radiation and Conduction Losses		0.35
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.50
Manufacturer Margin		1.00
<b>Total Losses</b>		<b>12.26</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on HHV)</b>		<b>87.74</b>

Losses	NCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pS} (T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	7.98

Moisture Losses		0.00
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p (T_g - t_a) \times 100}{\text{NCV}} \%$	1.44
Stack Losses (DGL + ML + HL )		9.42
Radiation and Conduction Losses		0.38
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.54
Manufacturer Margin		1.08
<b>Total Losses</b>		<b>11.42</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>		<b>88.58</b>

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	2.1374	kg/kg
Cpg	spesifik kalor flue gas	0.5678	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	457.0000	°C
Ta	Temperatur ambien	25.0000	°C
9H2+m	kadar H2O pembakaran	0.2204	kg/kg
Hs	kalor laten uap saat temp. akhir flue gas	167.6000	KJ/kg
Cp	kalor spesifik superheated steam	2.0000	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. 25 °C	104.8000	KJ/kg
Cw	kalor spesifik air	1.0000	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	KJ/kg
NCV	Net Calorific Value (LHV)	6566.1734	KJ/kg
Wm	kelembaban saat 20% udara berlebih	0.0269	kg/kg
<i>sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu</i>			
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	3.0000	%
Radiation and Conduction Losses		0.3500	%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	0.0000	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	1.5000	%

➤ Operational Efficiency

$$\text{Operational Efficiency} = \frac{\text{Efficiency by Direct Method}}{\text{Efficiency by Indirect Method}} \times 100\%$$

Efficiency	Based on HHV	Based on LHV
Direct Method (%)	68.1500	73.6854
Indirect Method (%)	87.7378	88.5782
<b>Operational Efficiency (%)</b>	<b>77.6745</b>	<b>83.1868</b>

➤ Heat Balance

Heat Input (kJ/s)	Kalor Pembakaran	$Q_{syngas} = m_{bahanbakar} \cdot LHV$	12.7791
Heat Output (kJ/s)	Kalor yang Diserap Air	$Q_{air} = m_{air} \cdot C_{p\ air} \cdot \Delta T$	8.7090
	Kalor Gas Buang	$Q_{gas\ buang} = m_{gas\ buang} \cdot C_{p\ gas\ buang} \cdot \Delta T$	0.8737
<b>Total Heat Output (kJ/s)</b>			<b>9.5827</b>
<b>Unaccountable Losses (kJ/s)</b>			<b>3.1964</b>

N. Menghitung Efisiensi *Combustion Unit Laboratory* untuk AFR sebesar 3,38

➤ Direct method (Input-Output Method)

$$\text{Efficiency of Combustion Unit Laboratory } (\eta) = \frac{m_w \times C_p \times \Delta T}{m_f \times LHV} \times 100\%$$

Heat of Feedwater	9.7976
Heat of Combustion	12.7791
<b>Efficiency-based on HHV (%)</b>	<b>76.6687</b>
<b>Efficiency-based on LHV (%)</b>	<b>82.8961</b>

Keterangan :

Mw	laju alir massa air	0.2600	kg/s
Cp	kalor spesifik air	4.1870	kJ/kg °K
T akhir	temp. outlet air	38.0000	°C
T awal	temp. inlet air	29.0000	°C
Mf	laju alir massa BB	0.0018	kg/s
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	kJ/kg

Untuk laju alir massa air dan Bahan Bakar didapat dari perhitungan data laboratorium.

➤ Indirect Method (Heat Loss Method)

Losses	GCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg} \times (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	8.46
Moisture Losses in fuel	$= \frac{(9H_2 + m) \times (H_s - h_a) \times 100}{GCV} \%$	3.09
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p \times (T_g - t_a) \times 100}{GCV} \%$	0.38
Stack Losses (DGL + ML + HL )		11.93
Radiation and Conduction Losses		0.35
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.50
Manufacturer Margin		1.00
<b>Total Losses</b>		<b>13.78</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on HHV)</b>		<b>86.22</b>

Losses	NCV	%
Dry Gas Losses	$= \frac{W_g \times C_{pg} \times (T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	9.15
Moisture Losses		0.00
Humidity Losses	$= \frac{W_m \times C_p \times (T_g - t_a) \times 100}{NCV} \%$	1.65
Stack Losses (DGL + ML + HL )		10.80
Radiation and Conduction Losses		0.38
Unburnt fuel Losses		0.00
Unaccountable Losses		0.54
Manufacturer Margin		1.08
<b>Total Losses</b>		<b>12.80</b>
<b>Gross Thermal Efficiencies (based on LHV)</b>		<b>87.20</b>

Keterangan :

Wg	total berat (kering) flue gas	2.1374	kg/kg
Cpg	spesifik kalor flue gas	0.5678	kJ/kg °C
Tg	Temperatur akhir gas buang	520.0000	°C
Ta	Temperatur ambien	25.0000	°C

9H2+m	kadar H2O pembakaran	0.2204	kg/kg
Hs	kalor laten uap saat temp. akhir flue gas	167.6000	KJ/kg
Cp	kalor spesifik superheated steam	2.0000	kJ/kg °C
Ha	kalor air saat temp. 25 °C	104.8000	KJ/kg
Cw	kalor spesifik air	1.0000	kJ/kg °C
GCV	Gross Calorific Value (HHV)	7099.5067	KJ/kg
NCV	Net Calorific Value (LHV)	6566.1734	KJ/kg
Wm	kelembaban saat 20% udara berlebih	0.0269	kg/kg
<i>sumber : "Boiler for Power and Process" by Kumar Rayaprolu</i>			
Unburnt fuel losses	(untuk biomassa berkisar 1%-3%)	3.0000	%
Radiation and Conduction Losses		0.3500	%
Unburnt fuel Losses	(untuk gaseous fuel hampir nol)	0.0000	%
Unaccountable losses and Manufacturer margin	(antara 0.5 - 1.5 % tergantung bahan bakar dan tipe boiler)	1.5000	%

➤ Operational Efficiency

$$\text{Operational Efficiency} = \frac{\text{Efficiency by Direct Method}}{\text{Efficiency by Indirect Method}} \times 100\%$$

Efficiency	Based on HHV	Based on LHV
Direct Method (%)	76.6687	82.8961
Indirect Method (%)	86.2221	87.2043
<b>Operational Efficiency (%)</b>	<b>88.9201</b>	<b>95.0597</b>

➤ Heat Balance

<b>Heat Input (kJ/s)</b>	Kalor Pembakaran	$Q_{syngas} = m_{bahanbakar} \cdot LHV$	12.7791
<b>Heat Output (kJ/s)</b>	Kalor yang Diserap Air	$Q_{air} = m_{air} \cdot C_{p\ air} \cdot \Delta T$	9.7976
	Kalor Gas Buang	$Q_{gas\ buang} = m_{gas\ buang} \cdot C_{p\ gas\ buang} \cdot \Delta T$	1.0012
<b>Total Heat Output (kJ/s)</b>			<b>10.7987</b>
<b>Unaccountable Losses (kJ/s)</b>			<b>1.9804</b>