



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**UJI KARAKTERISTIK PADA COMBUSTION UNIT DARI SISTEM  
GASIFIKASI BATUBARA MENGGUNAKAN *FIXED BED UPDRAFT*  
*GASIFIER***

**SKRIPSI**

**YUDHA ARY FIANTO**

**0405020707**

**FAKULTAS TEKNIK**

**PROGRAM STUDI TEKNIK MESIN**

**DEPOK**

**DESEMBER 2009**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Yudha Ary Fianto

NPM : 0405020707

Tanda Tangan :

Tanggal :

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Yudha Ary Fianto

NPM : 0405020707

Program Studi : Teknik Mesin

Judul Skripsi : UJI KARAKTERISTIK PADA COMBUSTION UNIT DARI  
SISTEM GASIFIKASI BATUBARA MENGGUNAKAN *FIXED  
BED UPDRAFT 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 Suryosatyo., M.Eng ( )

Penguji : Prof. Dr. Ir. Bambang Sugiarto, M.Eng. ( )

Penguji : Prof. I Made Kartika ( )

Penguji : Prof. Ir. Yulianto S. Nugroho, M.Sc., Ph.D ( )

Ditetapkan di : Depok

Tanggal:

## UCAPAN TERIMA KASIH

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Program Studi Teknik Mesin pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

- (1) **Dr. Ir. Adi Suryosatyo., M.Eng** selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan skripsi ini;
- (2) **Dosen-Dosen dan Karyawan Departemen Teknik Mesin FTUI** yang telah banyak membantu selama masa perkuliahan.
- (3) Orang tua dan keluarga saya yang telah memberikan bantuan dukungan material dan moral;
- (4) Teman - teman Mesin angkatan 2005 dan semua yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu.

Depok, 31 Desember 2009

Yudha Ary Fianto

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

---

---

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

Nama : Yudha Ary Fianto

NPM : 0405020707

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 :

UJI KARAKTERISTIK PADA COMBUSTION UNIT DARI SISTEM GASIFIKASI BATUBARA  
MENGUNAKAN *FIXED BED UPDRAFT GASIFIER*

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/format-kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan 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 : 26 Desember 2009

Yang menyatakan

(Yudha Ary Fianto)

## ABSTRAK

Nama : Yudha Ary Fianto

Program Studi : Teknik Mesin

Judul : UJI KARAKTERISTIK PADA COMBUSTION UNIT DARI SISTEM GASIFIKASI  
BATUBARA MENGGUNAKAN *FIXED BED UPDRAFT GASIFIER*

Dalam memenuhi kebutuhan energi untuk bahan bakar dalam skala industri, maka diperlukan energi yang murah dan berkualitas. Oleh karena itu, gasifikasi batubara digunakan untuk menjadi alternatif dalam penggunaan energi untuk bahan bakar.

Untuk aplikasi industri dibutuhkan kualitas api yang baik sesuai dengan kebutuhan dan jenis pembakaran yang dilakukan industri tersebut. Oleh karena itu, pada penelitian ini dilakukan pengujian terhadap karakteristik api yang diperoleh dari gasifikasi dengan memvariasikan masukan udara pada burner. Pada penelitian ini dilakukan korelasi antara masukan udara pada burner dengan temperatur api, pembentukan unsur CO, CO<sub>2</sub>, HC, dan NO<sub>x</sub> serta kalkulasi *heat release rate* pada *combustion laboratory unit*. Setelah melakukan percobaan didapat efisiensi gasifikasi batubara sebesar 39,5 % dengan masukan udara pada reaktor sebesar 217 lpm dan dilengkapi dengan *gas cleaning system* seperti *water scrubber* dan *cyclone*. Dari hasil ini, penulis mendapatkan korelasi masukan udara sekunder pada burner sebanding dengan temperatur api, pembentukan unsur CO, CO<sub>2</sub>, HC, dan NO<sub>x</sub> serta kalkulasi *heat release rate* pada *combustion laboratory unit*.

Kata Kunci : Gasifier, *combustion unit*, batubara, karakteristik

## ABSTRACT

Name : Yudha ary Fianto

Study Program: Mechanical Engineering

Judul : TEST ON CHARACTERISTICS OF UNIT COMBUSTION GASIFICATION SYSTEM USING FIXED BED COAL UPDRAFT GASIFIER.

In the energy needs for fuel in industrial scale, the energy needed cheap and good quality. Therefore, the gasification of coal used to be an alternative in the use of energy for fuel. For industrial applications need a good quality of fire in accordance with the needs and the type of burning of the industry. Therefore, in this study conducted a fire test on the characteristics obtained from the gasification by varying the input air at burner. In this study conducted a correlation between the input air at the burner flame temperature, the formation of the elements of CO, CO<sub>2</sub>, HC, and NO<sub>x</sub> and heat release rate calculations in a combustion laboratory unit. After performing an experiment to get the efficiency of coal gasification for 39.5% of the input air to the reactor for 217 LPM and is equipped with gas cleaning systems such as water scrubber and cyclone. From these results, the authors find the correlation of secondary air inputs to the burner flame proportional to the temperature, the formation of the elements of CO, CO<sub>2</sub>, HC, and NO<sub>x</sub> and heat release rate calculations in a combustion laboratory unit.

Keywords: Gasifier, combustion unit, coal, characteristics.

## DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI	ii
PENGESAHAN	iii
UCAPAN TERIMA KASIH	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	<b>1</b>
I.1 Judul Penelitian	1
I.2 Latar Belakang Masalah	1
I.3 Perumusan Masalah	2
I.4 Tujuan Penelitian	3
I.5 Batasan Masalah	4
I.6 Metodologi Penelitian	4
I.7 Sistematika Penulisan	5
<b>BAB II DASAR TEORI</b>	<b>6</b>
II.1 Bahan Bakar Batubara	6
II.2 Prinsip Dasar Gasifikasi Batubara	8
II. 2. 1 Teknologi Gasifikasi	8
II. 2. 2 Reaksi Dasar Gasifikasi	9
II. 2. 3 Jenis Proses Gasifikasi Berdasarkan Sistem Reaksi	10
II.3 Aspek Termodinamika	11
II.4 Teori Reaksi Pembakaran	12
II.5 Produk Gasifikasi	13
II.6 Efisiensi Gasifikasi	14
II.7 Udara Sekunder Gasifikasi	14
II.8 Air Pendingin (Heat Release Rate)	14
II.9 Gas Buang (Flue Gas)	15
II.10 Heat Balance	15
II.11 Efisiensi Pembakaran	16
<b>BAB III DESAIN DAN FABRIKASI</b>	<b>17</b>
III. 1 Desain	17
III. 2 Instalasi Sistem Gasifikasi	18
III. 3 Modifikasi Alat Laboratorium	24
III. 4 Evaluasi Instalasi Sistem Gasifikasi	30

<b>BAB IV PENGUJIAN DAN PENGAMBILAN DATA</b>	<b>34</b>
IV. 1 Skematika Alat Pengujian	34
IV. 2 Metodologi Pengujian	34
IV. 2. 1 Persiapan Awal	34
IV. 2. 1 Prosedur Pengujian	36
IV. 3. Metodologi Pengukuran	40
<b>BAB V HASIL DAN ANALISA</b>	
V.1 Karakteristik Bahan Bakar	48
V.2 Efisiensi Gasifikasi	50
V.3 Perhitungan Kalor Pembakaran	50
V.4 Perhitungan Kalor Yang Dihasilkan Udara	51
V.5 Perhitungan Kalor Yang Diserap Air (Heat Release Rate)	52
V.6 Perhitungan Kalor Gas Buang	53
V.7 Perhitungan Kalor Hilang Akibat Konduksi dan Radiasi	55
V.8 Heat Balance	56
V.9 Pembentukan Emisi Gas Buang	58
V.9.1 Pembentukan CO	58
V.9.2 Pembentukan HC	59
V.9.3 Pembentukan NOx	60
V.10 Temperatur Api Dan Variasi Secondary Air	61
V.11 Heat Release Rate	62
V.12 Efisiensi Gasifikasi	63
<b>BAB VI KESIMPULAN DAN SARAN</b>	<b>64</b>
VII.1 Kesimpulan	64
VII.2 Saran	64
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	
<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Halaman</b>
1.1	Skema Pemanfaatan Batu Bara	2
2.1	Jenis – Jenis Gasifier	10
2.2	Kesetimbangan Energi Pada Sistem Gasifikasi	12
2.3	Heat balance pada combustion unit	16
3.1	Diagram Alir Desain	17
3.2	<i>Updraft Fixed Bed</i>	18
3.3	Selang dan Blower Untuk Primary Air	19
3.4	<i>Cyclone Separator</i>	20
3.5	<i>Venturi Scrubber</i>	21
3.6	<i>Gas Holding Tank</i>	21
3.7	<i>Burner</i>	22
3.8	<i>Combustion Unit</i>	23
3.9	Rangkaian Sistem Gasifikasi di Laboratorium	23
3.10	Desain Modifikasi Sistem Pipeline	24
3.11	Modifikasi pada Sistem Pipeline di Laboratorium Gasifikasi	25
3.12	Disain Orifice Plate	25
3.13	Orifice Meter	26
3.14	Desain Plat Orifis Konsentrik Untuk Pipa Gas 2"	26
3.15	Tiga Metode Pressure Tapping Sesuai ISO 5167-1 (2003)	27
3.16	Koefisien Discharge Untuk Berbagai Tipe Geometri Orifis Aliran Liquid	28
3.17	Orifice Plate di Laboratorium Gasifikasi	29
3.18	Tanki air dan pipa saluran air di laboratorium gasifikasi	30
3.19	<i>Feeding Door</i> Lama dan Kebocoran yang Terjadi	30
3.20	<i>Feeding Door</i> Baru dan Kebocoran yang Terjadi	31
3.21	Kebocoran air pada instalasi pipa dan fabrikasi alat	32
4.1	Skematik Alat Pengujian	34
4.2	Bahan Bakar (1. Arang; 2. Batok Kelapa; 3. Minyak Tanah; 4. Batubara).	35
4.3	Manometer Miring <i>Durablock-Dwyer Instrument</i> model H-6640-M	41
4.4	<i>Gas trap</i>	42
4.5	Hot Wire Anemometer	42
4.6	Penggunaan Hot Wire Anemometer	43
4.7	Termokopel type K dengan temperatur maksimum 1000 °C	43
4.8	Digital Temperatur Data Logger yang memiliki 5 channel	44
4.9	Titik Pengukuran Untuk Termokopel	44
4.10	Termometer	45
4.11	Flowmeter Air	47
4.12	Gas Analyzer	47
5.1	Grafik Pembentukan CO terhadap AFR	58
5.2	Grafik Pembentukan HC terhadap AFR	59

5.3	Grafik Pembentukan NO <sub>x</sub> terhadap AFR	60
5.4	Grafik Temperatur Flame terhadap AFR	61
5.5	Grafik Heat Release Rate terhadap AFR	62
5.6	Grafik Efisiensi Pembakaran terhadap AFR	63

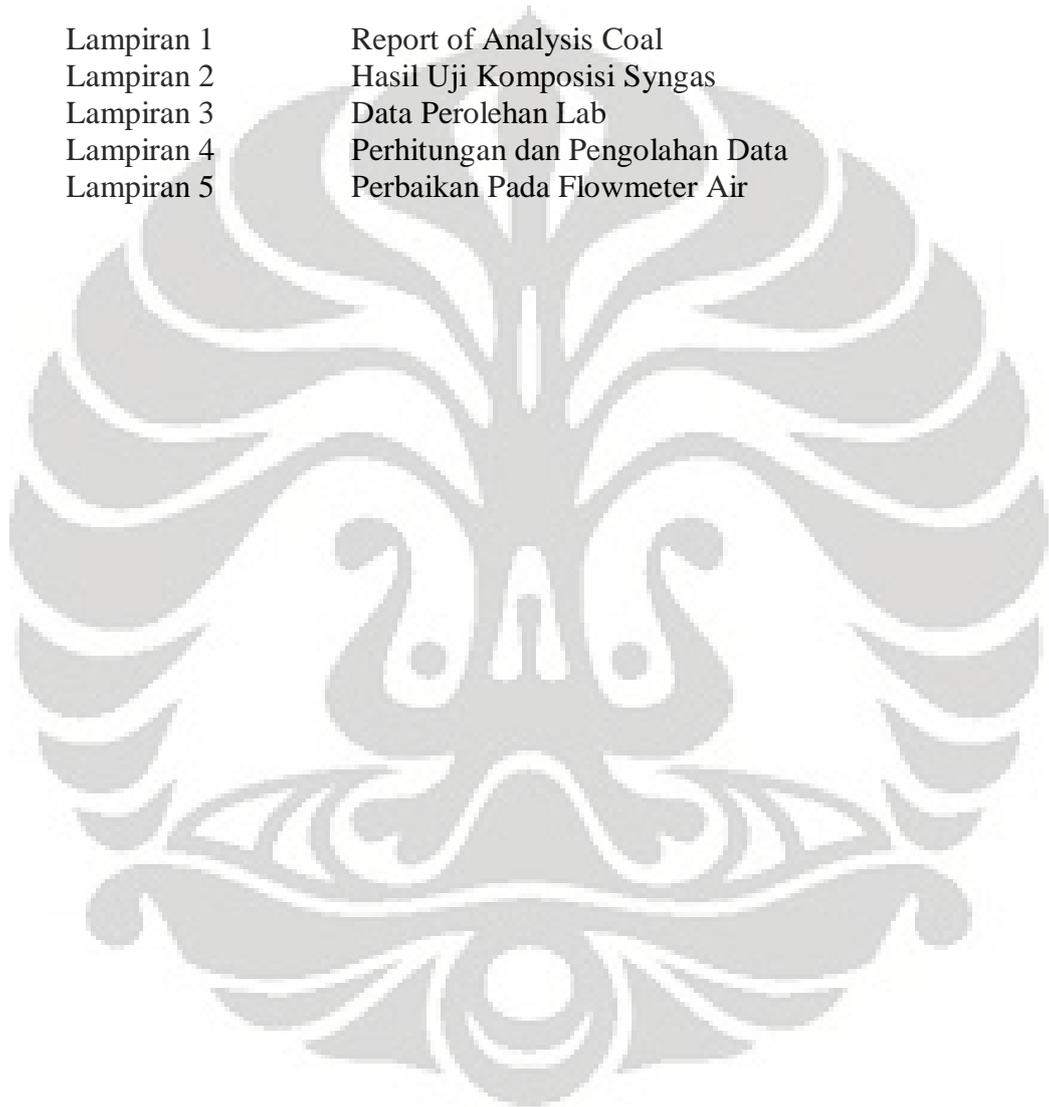


## DAFTAR TABEL

<b>Tabel</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Halaman</b>
2.1	Klasifikasi Batubara Berdasarkan Peringkatnya	7
2.2	Pembagian Gas Hasil Reaksi Berdasarkan Kegunaanya	13
2.3	Komposisi Gas dari Berbagai Teknologi Gasifikasi Batubara.	13
3.1	<i>Orifice Meter Discharge Coefficient</i>	28
4.1	<i>Lower heating value</i> dari unsur <i>producer gas</i> pada 25 <sup>0</sup> C	46
5.1	Proximate Batubara Dengan Calorific Value 6098 kal/gr	48
5.2	Tabel Komposisi Gas Produser Hasil Gasifikasi Batubara	49
5.3	Kadar Komposisi Gas Buang Pada Combustion Unit	53

## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1	Report of Analysis Coal
Lampiran 2	Hasil Uji Komposisi Syngas
Lampiran 3	Data Perolehan Lab
Lampiran 4	Perhitungan dan Pengolahan Data
Lampiran 5	Perbaikan Pada Flowmeter Air



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 JUDUL PENELITIAN**

**UJI KARAKTERISTIK PADA COMBUSTION UNIT DARI SISTEM GASIFIKASI BATUBARA MENGGUNAKAN *FIXED BED UPDRAFT GASIFIER***

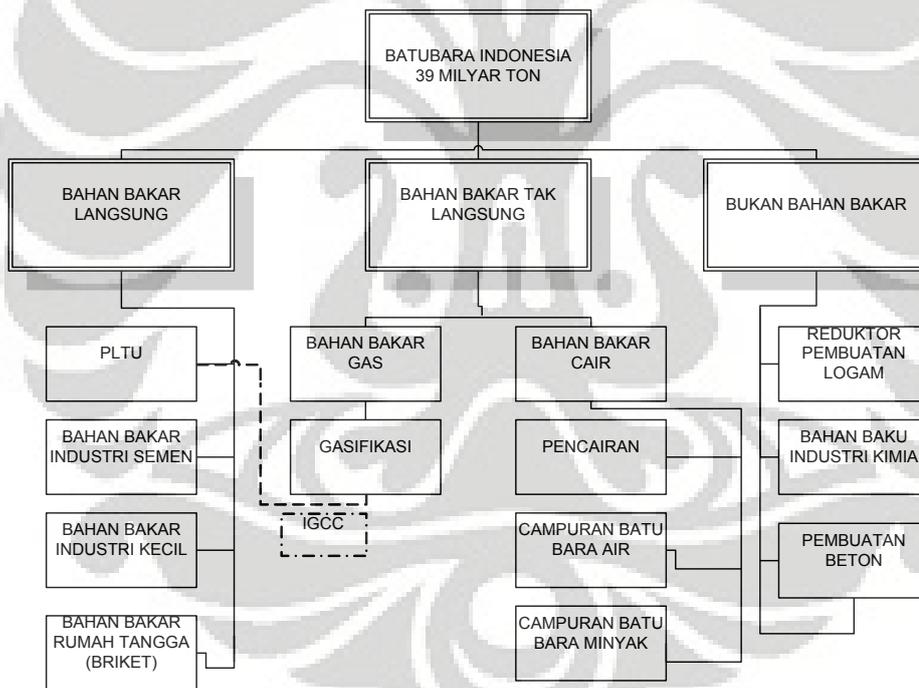
### **I.2 LATAR BELAKANG MASALAH**

Penggunaan energi dari sumber energi fosil berupa minyak bumi dan gas secara terus menerus mengakibatkan cadangan sumber energi tersebut lambat laun akan habis. Untuk mengatasi kebutuhan energi yang meningkat dan sumber energi fosil yang terbatas maka sangat penting untuk mencari sumber energi alternatif yang dapat menyediakan sumber energi secara terus menerus. Sumber energi tersebut adalah sumber energi yang dapat diperbaharui. Sumber energi yang dapat diperbaharui antara lain angin, air, sinar matahari dan biomassa.

Batubara dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi alternatif yang berasal dari pertambangan. Perlu diketahui bahwa jumlah sumber batubara yang ada saat ini sekitar 50 miliar ton dengan cadangan terbukti siap dimanfaatkan untuk waktu 50 tahun. Bandingkan dengan minyak bumi (10 tahun) dan gas bumi (30 tahun), maka batu bara menjadi sangat penting sebagai salah satu pengganti minyak (BBM). Masyarakat Indonesia patut bersyukur bahwa sumber batu bara yang dimiliki oleh negara kita sangatlah besar, diperkirakan sekitar 39 milyar ton. Menurut studi Markal, bila diasumsikan laju pertumbuhan produksi batu bara

mencapai 12,4% per tahun, maka batu bara Indonesia dapat dimanfaatkan hingga 2166.

Penggunaan batu bara menjadi bahan bakar dapat menjadi beberapa kategori, yaitu bahan bakar langsung, bahan bakar tak langsung, dan bukan bahan bakar. Kategori tersebut dapat diturunkan kembali seperti pada **Gambar 1.1**. Salah satu teknologi untuk menghasilkan energi dari batu bara adalah proses gasifikasi. Gasifikasi adalah suatu proses termokimia yang mengkonversikan bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar. Gas mampu bakar ini dapat dipergunakan untuk bahan bakar mesin pembakaran dalam dan luar, pemanas, pembangkit energi listrik, dan lainnya. Hasil dari gasifikasi adalah produser gas serta unsur pengotor seperti tar dan *ash*. Hasil dari gasifikasi batu bara tersebut bergantung dari jenis batu bara dan kondisi operasionalnya.



Sumber : Studi Batu Bara, Laboratorium Perpindahan Panas, DTM FTUI, 1997

**Gambar 1.1** Skema Pemanfaatan Batu Bara

### I.3 PERUMUSAN MASALAH

Berdasarkan literatur serta pengalaman pengujian yang telah dilakukan di laboratorium, terdapat kesulitan-kesulitan yang telah diidentifikasi atas bagian sebagai berikut:

1. Sistem umpan atau *feeding* bahan bakar yang tidak optimal. Setiap kali penambahan bahan bakar solid (batubara), timbul kebocoran gas melalui *feeding door* reaktor yang keluar cukup banyak.
2. Kualitas *flame* dari *gas burner* kurang memadai dan bersifat diskontinue akibat supply gas dari reaktor sehingga sering terjadinya *blow off*.
3. Belum diketahuinya karakteristik dari *combustion unit* yang saat ini ada di laboratorium.

#### **I.4 TUJUAN PENELITIAN**

Dari latar belakang yang telah diuraikan sebelumnya, maka penulis bermaksud memfokuskan penelitian untuk mendapatkan sebagai berikut :

1. Mendesain dan fabrikasi sistem *pipeline* untuk *burner*.
2. Mendesain dan fabrikasi *orifice plate* pada *pipeline* di *burner*.
3. Mendapatkan kandungan gas hasil dari gasifikasi.
4. Mendapatkan laju alir massa (*mass flow rate*) producer gas yang dihasilkan dari hasil gasifikasi batubara dengan menggunakan prinsip kekekalan massa, dengan asumsi bahwa aliran tidak mengalami perubahan seiring waktu (*steady flow process*) dan tidak mengalami kebocoran.
5. Mendapatkan hasil komposisi *producer gas* dan nilai LHV-nya.
6. Mendapatkan profil distribusi dan temperatur api pada combustion unit, dengan asumsi bahwa aliran tidak mengalami perubahan seiring waktu (*steady flow process*) dan tidak mengalami kebocoran.
7. Mendapatkan nilai kalor udara sekunder, *Heat Release Rate*, dan nilai kalor gas buang.

8. Mendapatkan *heat balance*, dengan asumsi bahwa aliran tidak mengalami perubahan seiring waktu (*steady flow process*) dan tidak mengalami kebocoran.

Variasi yang dilakukan adalah variasi laju alir udara dengan mengatur bukaan keran di udara sekunder. Variasi ini akan diamati pengaruhnya terhadap variabel-variabel di atas.

## **I.5 BATASAN MASALAH**

Pengambilan data meliputi pengukuran distribusi temperatur di dalam reaktor, temperatur sirkulasi air *combustion unit*, temperatur api di dalam combustion unit dengan menggunakan termokopel. Pengukuran komposisi producer gas dengan menggunakan gas trap, pengukuran komposisi emisi gas dengan menggunakan *gas analyzer*. Pengukuran flowrate udara primer dan sekunder menggunakan digital anemometer yang dikonversikan dengan rpm inverter, pengukuran flowrate *producer gas* dengan *orifice meter*, serta pengambilan sampel foto untuk visualisasi nyala api pada variasi suplai udara sekunder.

*Drafting* perancangan menggunakan *software* SolidWork 2007. Tahap fabrikasi meliputi pembuatan prototipe *orifice plate*, tanki air, dan sistem *pipeline*.

## **I.6 METODOLOGI PENELITIAN**

Metodologi penelitian dalam penulisan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Persiapan dan Perancangan
2. Fabrikasi
3. Pengujian dan Pengambilan Data
4. Pengolahan Data dan Grafik
5. Analisa dan Kesimpulan

## **I.7 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 :**

Pengertian batubara dan klasifikasinya, pengertian gasifikasi dan serta jenis- jenisnya, reaksi – reaksi kimia yang terjadi dalam proses gasifikasi, heat release rate pada combustion unit, heat balance, dll.

### **BAB III DESAIN , INSTALASI DAN MODIFIKASI, berisi :**

Alur pengerjaan program, desain dari sistem yang akan dibuat, instalasi yang telah ada dalam laboratorium, modifikasi alat yang dilakukan, dan evaluasi dari keseluruhan sistem.

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

Skematik pengujian, metodologi pengujian, dan metodologi pengambilan data.

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

Pengolahan data hasil perhitungan, grafik – grafik hasil pengukuran, dan analisa hasil perhitungan.

### **BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN, berisi :**

Kesimpulan dan saran.

# BAB II

## DASAR TEORI

### II.1 BAHAN BAKAR BATUBARA

**Fariz Tirasonjaya** mengatakan faktor fisika, kimia, dan geologi yang akan menentukan kualitas batubara serta kualitas pembakaran. Kualitas batubara ditentukan dengan sifat yang terkandung di dalamnya.

Dasar pengklasifikasian batubara antara lain unsur geologi, kandungan petrografis (analisa komponen organik dan anorganik), sifatnya terhadap pelarut atau bahan kimia tertentu, kemampuan teroksidasi, dan kombinasi dari lainnya.

Kualitas batubara ditentukan dengan analisis batubara di laboratorium, diantaranya adalah analisis proksimat dan analisis ultimat. Analisis proksimat dilakukan untuk menentukan jumlah air, zat terbang, karbon padat, dan kadar abu, sedangkan analisis ultimat dilakukan untuk menentukan kandungan unsur kimia pada batubara seperti : karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, unsur tambahan dan juga unsur jarang.

Dasar pemilihannya diperoleh dari nilai kalor batubara lembab dan bebas bahan mineral (*moist, mineral matter free*) dan dasar kandungan karbon tetap dan zat terbang kering dan bebas bahan mineral (*dmmf, dry and mineral matter free*). Batubara rangking rendah tidak diklasifikasikan menurut karbon tetap dan zat terbangnya, tetapi didasarkan nilai kalorinya. Sifat agglomerasi dipakai untuk membedakan rangking batubara yang berada di antara batas kelas. Batubara disebut teragglomerasi bila sisa bongkah kokas yang terbentuk dapat menahan beban seberat 500 gram atau jika bongkah mengembang dan membentuk pori.

Dapat diketahui garis besar klasifikasi batubara dalam lima kelas besar, yaitu gambut, lignit, sub bituminous, bituminous, dan antrasit. Gambut merupakan tahapan awal pembentukan batubara. Dari gambut belum banyak yang bisa digunakan menjadi bahan bakar bernilai ekonomis dikarenakan kandungan air sangat tinggi dan nilai kalor rendah. Lignit berasal dari kata bahasa latin yang berarti kayu. Lignit atau *brown coal* termasuk rangking terendah batubara ini mempunyai kandungan air, abu, dan zat terbang (*volatile matter*) yang tinggi,

tetapi mempunyai nilai kalori terendah. Karena kandungan zat terbangnya yang tinggi, lignit sangat mudah terbakar dan dikenal sebagai jenis batubara yang mudah terjadi pembakaran spontan, terutama pada peimbunan batubara / *stockpile*. Kandungan sulfur lignit tergolong banyak.

**Table 2. 1** Klasifikasi Batubara Berdasarkan Peringkatnya

**TABLE 1 Classification of Coals by Rank<sup>A</sup>**

Class/Group	Fixed Carbon Limits (Dry, Mineral-Matter-Free Basis), %		Volatile Matter Limits (Dry, Mineral-Matter-Free Basis), %		Gross Calorific Value Limits (Moist, <sup>B</sup> Mineral-Matter-Free Basis)				Agglomerating Character
	Equal or Greater Than	Less Than	Greater Than	Equal or Less Than	Btu/lb		Mj/kg <sup>C</sup>		
					Equal or Greater Than	Less Than	Equal or Greater Than	Less Than	
Anthracitic:									
Meta-anthracite	98	...	...	2	...	...	...	...	} nonagglomerating
Anthracite	92	98	2	8	...	...	...	...	
Semianthracite <sup>D</sup>	86	92	8	14	...	...	...	...	
Bituminous:									
Low volatile bituminous coal	78	86	14	22	...	...	...	...	} commonly agglomerating <sup>E</sup>
Medium volatile bituminous coal	69	78	22	31	...	...	...	...	
High volatile A bituminous coal	...	69	31	...	14 000 <sup>F</sup>	...	32.6	...	
High volatile B bituminous coal	...	...	...	...	13 000 <sup>F</sup>	14 000	30.2	32.6	} agglomerating
High volatile C bituminous coal	...	...	...	...	11 500	13 000	26.7	30.2	
Subbituminous:									
Subbituminous A coal	...	...	...	...	10 500	11 500	24.4	26.7	} nonagglomerating
Subbituminous B coal	...	...	...	...	9 500	10 500	22.1	24.4	
Subbituminous C coal	...	...	...	...	8 300	9 500	19.3	22.1	
Lignitic:									
Lignite A	...	...	...	...	6 300 <sup>G</sup>	8 300	14.7	19.3	} nonagglomerating
Lignite B	...	...	...	...	...	6 300	...	14.7	

<sup>A</sup>This classification does not apply to certain coals, as discussed in Section 1.  
<sup>B</sup>Moist refers to coal containing its natural inherent moisture but not including visible water on the surface of the coal.  
<sup>C</sup>Megajoules per kilogram. To convert British thermal units per pound to megajoules per kilogram, multiply by 0.002 326.  
<sup>D</sup>If agglomerating, classify in low volatile group of the bituminous class.  
<sup>E</sup>It is recognized that there may be nonagglomerating varieties in these groups of the bituminous class, and that there are notable exceptions in the high volatile C bituminous group.  
<sup>F</sup>Coals having 69 % or more fixed carbon on the dry, mineral-matter-free basis shall be classified according to fixed carbon, regardless of gross calorific value.  
<sup>G</sup>Editorially corrected.

Sub bituminous merupakan rangking batubara menengah. Tekstur kayu sudah terlihat pada jenis batubara, terlihat dari warna hitam mengkilat dan agak rapuh. Sub bitumonus memiliki nilai kalor cukup tinggi juga kandungan karbon yang relatif tinggi. Ternyata kandungan air, abu, dan zat terbang juga tinggi. Tidak berbeda jauh dari lignit, sub bitumonus juga tergolong jenis batubara yang memiliki kandungan sulfur cukup tinggi dan sifat mudah terjadi pembakaran spontan.

Penamaan bituminous diperoleh dari kenyataan batubara ini bila dipanaskan akan memiliki massa kohesif, mengikat, dan melekat. Rangking batubara ini paling banyak digunakan pada pembangkit listrik batubara karena memiliki nilai kalor tertinggi dan temperatur nyala tinggi. Selain itu kandungan air, abu, sulfur, dan zat terbang tergolong sedikit. Batubara ini berwarna hitam

kilap dan menunjukkan sifat caking dan agglomerasi, sehingga cocok sebagai bahan baku pembuatan kokas industri besi baja.

Sedangkan umur batubara paling tua adalah antrasit. Jenis batubara ini merupakan rangking batubara paling tinggi. Warnanya hitam mengkilat, keras dan kompak, tidak rapuh, namun sangat getas dan homogen. Nilai kalor dan kandungan karbon antrasit sangat tinggi. Kandungan air, abu, zat terbang, dan sulfur sangat sedikit.

## II.2 PRINSIP DASAR GASIFIKASI BATUBARA

### II.2.1 Teknologi Gasifikasi

Gasifikasi (*gasification*) adalah konversi bahan bakar karbon menjadi produk gas – gas yang memiliki nilai kalor yang berguna. Pengertian ini tidak memasukkan istilah pembakaran (*combustion*) sebagai bagian daripadanya, karena gas buang (*flue gas*) yang dihasilkan dari pembakaran tidak memiliki nilai kalor yang signifikan untuk dimanfaatkan [Higman, van der Burgt, 2003]. Karena proses ini merupakan konversi material yang mengandung karbon, maka semua hidrokarbon seperti batubara, minyak, *vacuum residue*, *petroleum coke* atau *petcoke*, Orimulsion, bahkan gas alam dapat digasifikasi untuk menghasilkan gas sintetik (*syngas*).

Pada dasarnya, terdapat 3 cara untuk memproduksi gas sintetik dari batubara, yaitu pirolisis, hidrogenasi, dan oksidasi sebagian (*partial oxidation*).

Meskipun produksi gas sintetik pada awalnya memanfaatkan teknologi pirolisis, tapi saat ini pirolisis lebih banyak diaplikasikan untuk memproduksi *bio-oil* dari bahan baku biomassa. Metode yang dipakai adalah *flash pyrolysis*, dimana biomassa dipanaskan secara cepat tanpa oksigen pada suhu tinggi antara 450~600°C, dengan waktu tinggal gas (*residence time*) yang pendek yaitu kurang dari 1 detik. [Bramer, Brem, 2006].

Adapun hidrogenasi yang dimaksud disini adalah hidrogasifikasi (*hydro-gasification*), yang bertujuan memproduksi gas metana (*Synthetic Natural Gas*) langsung dari batubara. Karena operasional hidrogasifikasi memerlukan tekanan

yang tinggi, teknologi ini kurang berkembang dan akhirnya tidak sampai ke tahap komersial. [Higman, van der Burgt, 2003]

Sedangkan pada oksidasi sebagian, pemanasan batubara dilakukan dengan mengatur kadar oksigen dari oksidan yang digunakan selama proses berlangsung. Oksidan tersebut dapat berupa udara (*air*), oksigen murni, maupun uap air (*steam*). Produk yang dihasilkan oleh oksidasi sebagian adalah gas sintetik, dimana 85% lebih volumenya terdiri dari hidrogen (H<sub>2</sub>) dan karbon monoksida (CO), sedangkan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dan metana (CH<sub>4</sub>) terdapat dalam jumlah sedikit. Dengan karakteristik produk yang dihasilkan, secara praktikal, istilah gasifikasi sebenarnya merujuk ke metode oksidasi sebagian. Untuk selanjutnya, penjelasan tentang gasifikasi batubara akan mengacu ke penggunaan metode oksidasi sebagian.

## II.2.2 Reaksi Dasar Gasifikasi

Reaksi – reaksi dasar dari proses gasifikasi batubara, sangat terkait erat dengan kadar karbon yang terdapat dalam batubara tersebut. Sesuai dengan jenis dari batubara yang ada, maka terdapat pula unsur H, O, N, dan S dalam presentase tertentu. Beberapa reaksi – reaksi dasar dari gasifikasi sesuai dengan pereaksi yang diberikan, diantaranya :

- Gasifikasi dengan oksigen dan udara (pembakaran parsial),  
$$\text{C} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \longrightarrow \text{CO} \quad H = -123 \text{ kJ/mol}$$
- Gasifikasi dengan karbon dioksida (reaksi Boudouard),  
$$\text{C} + \text{CO}_2 \longrightarrow 2\text{CO} \quad H = 160 \text{ kJ/mol}$$
- Gasifikasi dengan uap (reaksi gas – air),  
$$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO} + \text{H}_2 \quad H = 119 \text{ kJ/mol}$$

Pada umumnya panas diperlukan untuk memperoleh reaksi gasifikasi secara menyeluruh, dan ini biasanya disediakan melalui reaksi pembakaran :

- $$\text{C} + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{CO}_2 \quad H = -406 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi – reaksi lainnya yang penting dari proses gasifikasi adalah sebagai berikut :

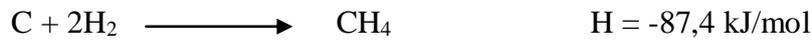
- Reaksi pergeseran gas – air,



- Methanasi,



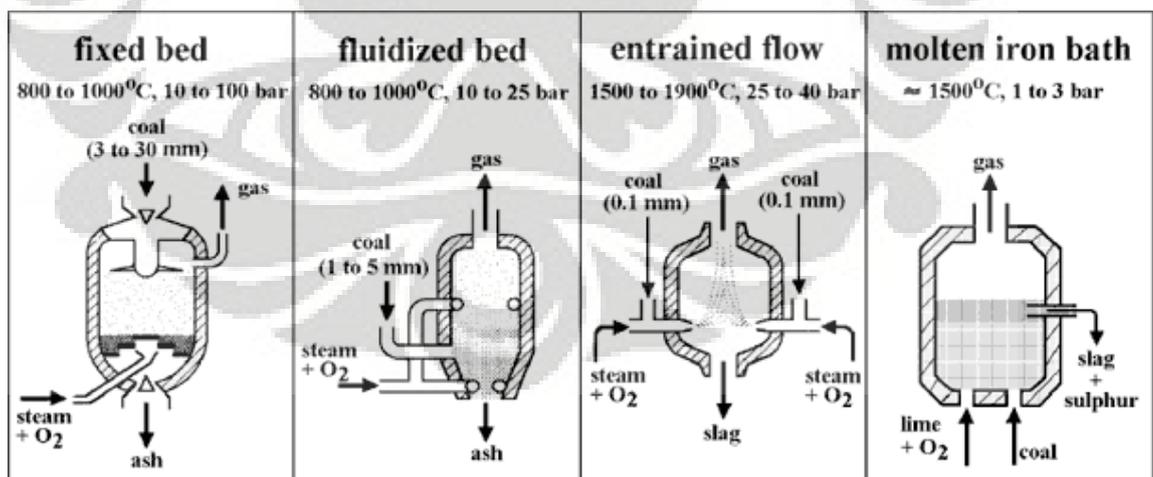
- Hidrogasifikasi,



Reaksi – reaksi di atas berkaitan dengan energi reaksi dan stoikiometri, tetapi sesungguhnya akan tergantung juga dari jumlah pereaksi dan produknya, kondisi suhu, tekanan, dan lamanya reaksi.

### II.2.3 Jenis Proses Gasifikasi Berdasarkan sistem reaksinya

Gasifikasi batubara pada prinsipnya adalah suatu proses perubahan batubara menjadi gas yang mudah terbakar. Proses ini melalui beberapa proses kimia dalam reaktor gasifikasi (*gasifier*). Mula-mula batubara yang sudah diproses secara fisis diumpankan ke dalam reaktor dan akan mengalami proses pemanasan sampai temperatur reaksi serta mengalami proses pirolisa (menjadi bara api). Kecuali bahan pengotor, batubara bersama-sama dengan oksigen dikonversikan menjadi hidrogen, karbon monoksida dan methana. Proses gasifikasi batubara berdasarkan sistem reaksinya dapat dibagi menjadi empat macam yaitu : *fixed bed*, *fluidized bed*, *entrained flow* dan *molten iron bath*.



Gambar 2.1 Jenis – Jenis Gasifier

Dalam *fixed bed*, serbuk batubara yang berukuran antara 3 – 30 mm diumpankan dari atas reaktor dan akan menumpuk karena gaya beratnya. Uap dan

udara (O<sub>2</sub>) dihembuskan dari bawah berlawanan dengan masukan serbuk batubara akan bereaksi membentuk gas. Dalam *fluidized bed* gaya dorong dari uap dan O<sub>2</sub> akan setimbang dengan gaya gravitasi sehingga serbuk batubara dalam keadaan mengambang pada saat terjadi proses gasifikasi. Serbuk batubara yang digunakan lebih halus dan berukuran antara 1 – 5 mm. Dalam *entrained flow* serbuk batubara yang berukuran 0.1 mm dicampur dengan uap dan O<sub>2</sub> sebelum diumpankan ke dalam reaktor. Proses *molten iron bath* merupakan pengembangan dalam proses industri baja. Serbuk batubara diumpankan ke dalam reaktor bersama-sama dengan kapur dan O<sub>2</sub>. Kecuali proses molten iron bath semua proses telah digunakan untuk keperluan pembangkit listrik.

### II.3 ASPEK TERMODINAMIKA PADA GASIFIER

Kestimbangan energi pada proses pembakaran merupakan penerapan dari hukum I Termodinamika. Skematiknya dapat di **gambar 2.2**. Dimana perubahan energi kinetik dan energi potensial dapat diabaikan maka kestimbangan energi dari reaksi pembakaran dapat dinyatakan dengan :

$$Q - W = \Delta H \quad (1)$$

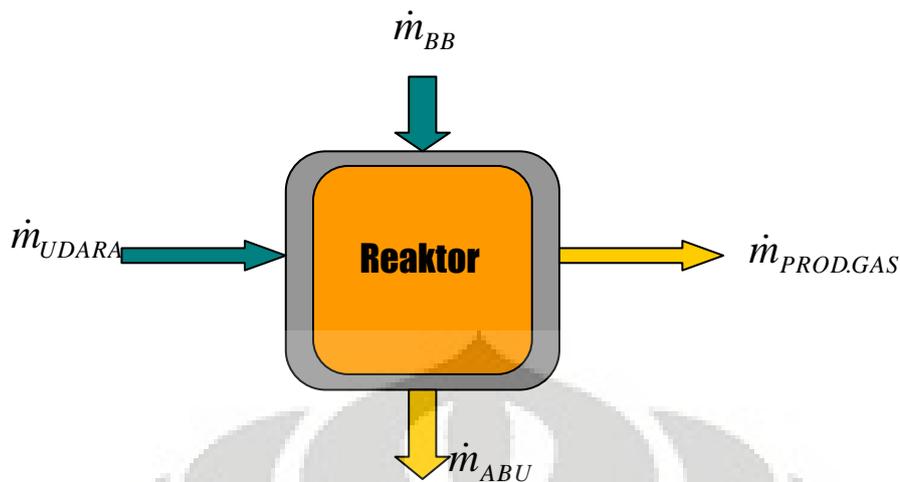
Pada proses gasifikasi, dimana sistem yang menjadi tinjauan utama berupa reaktor, maka kesetimbangan energi pada sistem gasifikasi dapat dinyatakan dengan :

$$Q - W = H_{OUT} - H_{IN} \quad (2)$$

Dimana :

$H_{IN}$  = enthalpy untuk udara dan bahan bakar yang masuk ke dalam sistem.

$H_{OUT}$  = enthalpy untuk *producer gas* dan abu.



**Gambar 2.2** Kestimbangan Energi Pada Sistem Gasifikasi

Karena proses gasifikasi merupakan proses endotermik, maka dapat dianggap sistem bersifat adiabatik, sehingga persamaan kestimbangan energi menjadi :

$$\Delta H_{IN} = \Delta H_{OUT} \quad (3)$$

Nilai  $h_{in}$  dan  $h_{out}$  untuk tiap unit massanya adalah :

$$h_{in} = h_{out} = \sum \frac{N_i}{Mr_i} \left( \bar{h}_f^o + \bar{h}_T - \bar{h}_{ref} \right) \quad (4)$$

## II. 4 TEORI REAKSI PEMBAKARAN

Definisi pembakaran adalah reaksi kimia yang cepat antara bahan bakar dengan oksigen (reaktan) pada tekanan dan suhu tertentu serta menghasilkan panas, yang hasil pembakarannya disebut produk.

Menurut *Ir.Syamsir A. Muin* dalam bukunya "*Pesawat – Pesawat Konversi Energi I*", untuk menghasilkan reaksi pembakaran yang baik diperlukan syarat – syarat tertentu, antara lain adalah:

- Pencampuran reaktan murni
- Suplai udara yang cukup
- Temperatur yang cukup untuk memulai pembakaran

- Waktu yang cukup
- Kerapatan yang cukup untuk merambatkan nyala api

Reaksi oksidasi tiga macam unsur yang dapat terbakar, yaitu karbon, hidrogen, dan sulfur (jika ada) yang berturut – turut diubah menjadi karbon dioksida, uap air dan sulfur dioksida.

## II.5 PRODUK GASIFIKASI

Produk gas dari proses gasifikasi mempunyai komposisi yang bervariasi tergantung dari proses yang dipakai. Untuk dapat digunakan dalam proses industri gas produser yang keluar dari reaktor gasifikasi harus terlebih dahulu dibersihkan dari polutan. Polutan yang dapat muncul seperti zat-zat terbang dan sulfur.

**Tabel 2.2** Pembagian Gas Hasil Reaksi Berdasarkan Kegunaannya

Hasil Gasifikasi	Gas Bermanfaat	Perlu Dihilangkan sebelum Operasi Sintesa	Gas Buang ( <i>Inherent diluent</i> )
Gas yang dihasilkan	CO, H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, N <sub>2</sub>

*Sumber : Studi Batu Bara, Laboratorium Perpindahan Panas, DTM FTUI, 1997*

**Tabel 2.3** Komposisi Gas dari Berbagai Teknologi Gasifikasi Batubara.

Proses	Komposisi Gas Produser						
	CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub> /CO
Lurgi (Lurgi Mineraloltechnik GmbH)	9.2	20.1	14.7	50.2	4.7	0.3	2.2
Koppers-Totzek (Heinrich Koppers GmbH)	50.4	33.1	5.6	9.6	0	0.3	0.66
Winkler (Davy Powergas Inc)	25.7	32.2	15.8	23.1	2.4	0.3	1.3
Synthane (U.S. Bureau of Mines)	10.5	17.5	18.2	37.1	15.4	0.3	1.7
Bi-Gas (Bitumious Coal Research Inc)	22.9	12.7	7.3	48	8.1	0.7	0.55
CO <sub>2</sub> Acceptor (Consolidation Coal Co.)	14.1	44.6	5.5	17.1	17.3	0.03	3.2
HYGAS:steam oxygen (Institute of Gas Technology)	18	22.8	18.5	24.4	14.1	0.9	1.3
HYGAS: steam-iron (Institute of Gas Technology)	7.4	22.5	7.1	32.9	26.2	1.5	3
Fixed Bed Gasification	21	30	9	25	2.2	-	0.9

Untuk mengetahui jumlah kalor yang dihasilkan oleh gas produser ini, kita terlebih dahulu harus mengetahui komposisi dari gas produser tersebut yang nanti akan mendapatkan nilai Low Heating Value dari gas produser tersebut. Setelah itu kita juga harus mengetahui nilai flowrate dari gas produser tersebut dengan cara membandingkan jumlah bahan bakar (batubara) dengan lama waktu yang diperlukan selama pembakaran tersebut.

$$Q_{syngas} = m_{\text{bahan bakar}} \cdot LHV_{\text{bahan bakar}}$$

## II.6 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]

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

## II.7 UDARA SEKUNDER GASIFIKASI

Karena seperti yang kita tahu bahwa untuk setiap pembakaran dibutuhkan 3 hal utama, yaitu bahan bakar, udara, dan heat. Dan apabila salah satu dari 3 syarat itu tidak terpenuhi maka flame tidak akan ada. Udara sekunder gasifikasi ini merupakan juga udara primer bagi combustion unit. Jadi udara disini sangat berperan penting untuk pembakaran yang terjadi di dalam combustion unit.

$$Q_{udara} = m_{udara} \cdot Cp_{udara} \cdot \Delta T$$

## II.8 AIR PENDINGIN (HEAT RELEASE RATE)

Air pendingin combustion unit disini berfungsi sebagai penyerap heat yang dilepas oleh flame. Heat yang diserap oleh air ini bisa menjadi patokan akan efisiensi dari pembakaran di dalam combustor tersebut. Untuk mengetahui sistem sudah berjalan baik ataupun belum dapat dengan merasakannya secara langsung

pada permukaan combustor. Apabila permukaan combustor memiliki temperatur yang tinggi maka sistem tidak berjalan dengan baik.

$$Q_{air} = m_{air} \cdot C_{p_{air}} \cdot \Delta T$$

## II.9 GAS BUANG (FLUE GAS)

Emisi gas buang terbentuk dari hasil pembakaran dan gas – gas sisa pembakaran. Pada pembakaran sempurna, gas buang terdiri dari komponen – komponen : karbon dioksida, sulfur dioksida (jika ada), uap air dan sisa udara pembakaran yaitu nitrogen. Bila pembakaran tidak sempurna maka akan timbul gas baru yaitu karbon monoksida, karbon, bahan bakar yang tidak terbakar dan oksigen yang berlebih. Jadi gas buang terbentuk dari : CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub>, CO, NO<sub>x</sub>, O<sub>2</sub> dan sisa bahan bakar yang tidak terbakar.

Berdasarkan komposisi kimia, setiap bahan bakar memiliki kebutuhan AFR masing – masing, yang berhubungan dengan jumlah udara yang tersedia, dalam kaitannya dengan jumlah O<sub>2</sub>, untuk mengubah semua karbon dalam bahan bakar menjadi CO<sub>2</sub> dan semua hidrogen menjadi H<sub>2</sub>O tanpa ada bahan bakar atau oksigen yang tersisa.

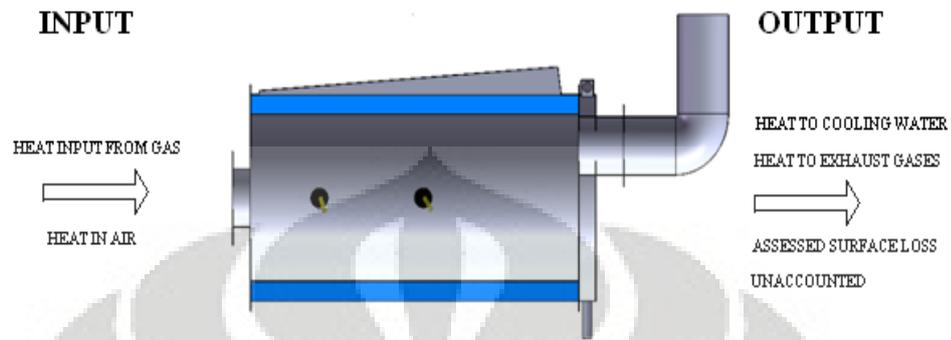
Pada suatu pembakaran, kehilangan energi yang terbesar adalah panas gas buang (hot flue gas). Faktor – faktor yang mempengaruhinya adalah kelebihan udara (excess air) dan suhu dari gas buang. Secara prinsip, panas akan naik (efisiensi turun) sebanding dengan kenaikan kelebihan udara dan suhu gas asap. Oleh sebab itu kedua variabel tersebut harus diminimalkan.

$$Q_{gas\ buang} = m_{gas\ buang} \cdot C_{p_{gas\ buang}} \cdot \Delta T$$

## II.10 HEAT BALANCE

Keseimbangan antara energi masuk (input) dengan energi berguna (output) dan kehilangan energi panas (losses). Heat balance dapat memberitahu informasi

yang sangat berguna untuk mengetahui efisiensi dari keseluruhan sistem di combustion unit.



**Gambar 2.3** Heat balance pada combustion unit

Energi masuk adalah jumlah energi hasil pembakaran bahan bakar, energi berguna adalah energi yang diserap oleh produk (air) dari furnace dan kehilangan energi panas adalah semua kehilangan panas yang disebabkan oleh kondisi pembakaran dan sistem peralatan pembakaran.

## II.11 EFISIENSI PEMBAKARAN

Merupakan hasil perbandingan antara kalor yang diserap oleh air dalam combustion unit dengan kalor pembakaran yang masuk dari hasil pembakaran gasifikasi.

$$\eta_{\text{pembakaran}} = \frac{\text{kalor yang diserap air}}{\text{kalor pembakaran}} \times 100\%$$

## BAB III

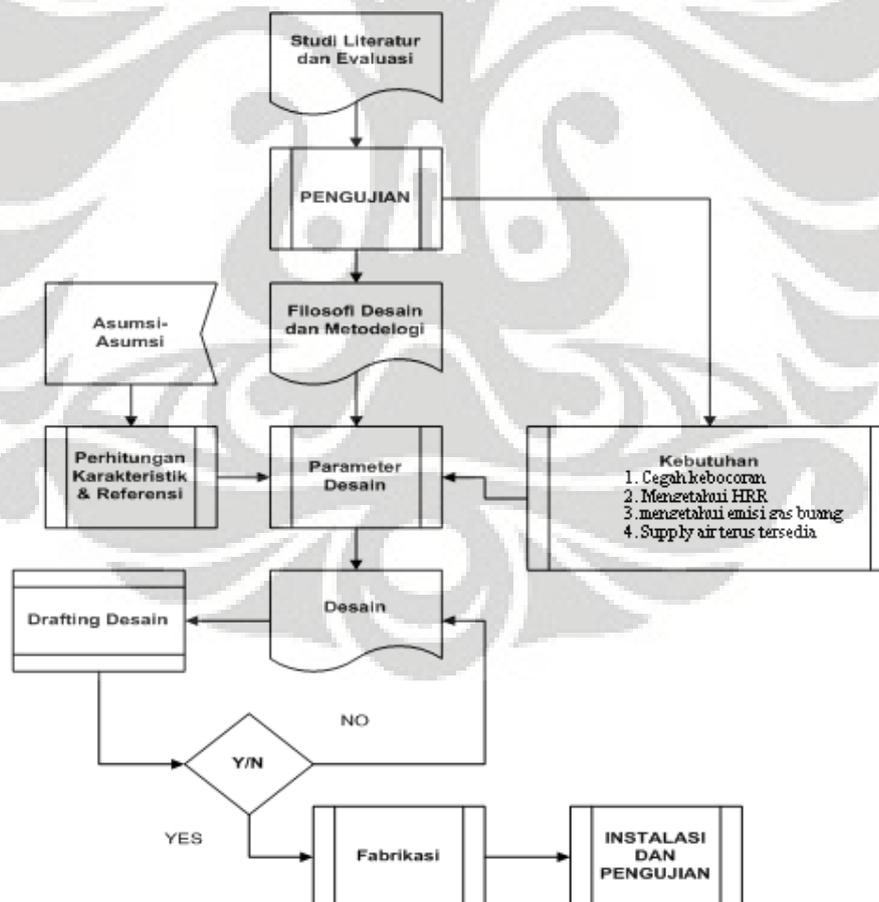
# DESAIN, INSTALASI DAN MODIFIKASI

### III. 1 DESAIN

Objektifitas dari pengujian ialah:

1. Mengetahui variasi nilai *heat release rate* yang dilepaskan *flame* dalam combustion unit dengan bantuan air dan mengetahui komposisi gas buangnya dengan perubahan variabel pada secondary air.
2. membuat kualitas *flame* dari gas burner memadai dan bersifat kontinue dengan supply gas dari reaktor yang dijaga stabil.

Berikut merupakan diagram alir perancangan :



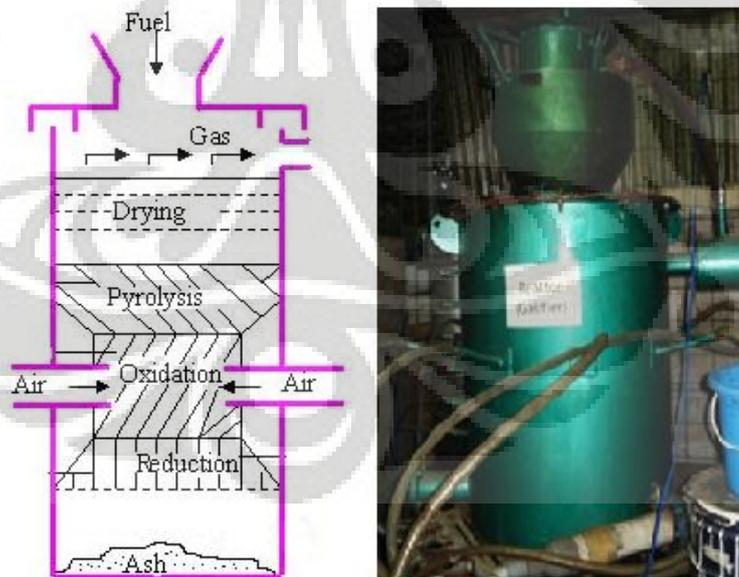
Gambar 3.1 Diagram Alir Desain

Perancangan yang termasuk dalam penelitian ialah penambahan pipa sebagai jalur distribusi *producer gas*, penambahan tanki air sebagai penjaga kontinuitas supply air ke *venturi scrubber* dan *combustion unit*, penambahan alat – alat yang mendukung untuk pengukuran data seperti termokopel, *orifice plate*, dll. Alat-alat tersebut nantinya akan diintegrasikan dengan instalasi gasifier laboratorium.

### III.2 INSTALASI SISTEM GASIFIKASI

#### 1. Gasifier

Pada laboratorium gasifikasi jenis gasifier yang digunakan adalah *updraft fixed bed*. *Updraft fixed bed* tipe ini merupakan jenis gasifier yang sederhana, memiliki nilai *realible* tinggi, mekanismenya sederhana, arang (*charcoal*) habis terbakar, suhu keluaran rendah, dan efisiensi tinggi. Namun gasifier jenis ini juga memiliki kekurangan. Kekurangan yang dimiliki *updraft gasifier* adalah tingginya jumlah uap tar yang terkandung di dalam gas keluaran dan kemampuan gas produser membawa muatan rendah.



**Gambar 3.2** *Updraft Fixed Bed*

Bahan bakar dimasukkan pada bagian atas *gasifier*. Bahan bakar tersebut akan mengalami proses pengeringan dan pirolisis akibat panas

yang dihasilkan pada reaksi oksidasi. Pada tahap pirolisis bahan bakar uap, tar dan gas produser dihasilkan. 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 °C.

Untuk masukan udara *primary air*-nya digunakan blower yang berfungsi meniupkan udara ke dalam gasifier yang disambung menggunakan selang. Untuk mengatur flowratanya digunakan bukaan pada stop kran..



**Gambar 3.3** Selang dan Blower Untuk Primary Air

## 2. Cyclone

*Cyclone* adalah alat mekanis sederhana untuk menghilangkan partikel yang relatif besar ( $> 5-10 \mu\text{m}$ ) dari aliran gas. Sebuah *cyclone* menggunakan gaya sentrifugal untuk memisahkan partikel dari aliran gas. Aliran gas akan masuk secara tangensial ke dalam *cyclone*, kemudian mengikuti jalan melingkar dan bergerak turun sebagai aliran vortex. Pusaran mulai naik di tengah ketika mencapai bagian kerucut dan kemudian keluar dari atas. Sementara itu partikel mengalami gaya sentrifugal yang mendorong mereka ke luar. Partikel yang lebih besar dengan inersia yang lebih tinggi tidak dapat mengikuti jalan dan dampak pada dinding siklon sementara mereka melakukan perjalanan ke bawah. Partikel yang berdampak baik menempel pada dinding, atau geser ke gerbong di bagian bawah ketika mereka membentuk potongan besar. Dengan demikian, koleksi partikel yang efektif bergantung pada partikel

yang berdampak pada dinding siklon sebelum aliran gas mulai naik di pusat. Setelah sejumlah besar partikel telah dikumpulkan di gerbong, partikel harus dibuang dari gerbong. Kalau tidak, *re-entrainment* dari partikel yang dikumpulkan dapat menjadi masalah.



**Gambar 3.4** *Cyclone Separator*

### 3. Venturi Scrubber

*Venturi scrubber* didesain sedemikian rupa untuk secara efektif menggunakan energi yang berasal dari arus *gas exhaust* atau *producer gas* untuk mengatomisasi *scrubbing liquid*. *Gas exhaust* masuk menuju bagian inlet dan seiring luas area mengecil maka kecepatan meningkat. Liquid pencuci gas dimasukkan pada bagian *throat*. *Gas exhaust*, yang dipaksa masuk dengan kecepatan sangat tinggi pada bagian throat yang sangat kecil, menyemprot liquid pada dinding venturi dan menghasilkan droplet sangat kecil dalam jumlah sangat banyak. Pemisahan partikel dan gas terjadi pada bagian throat dimana *gas exhaust* bercampur dengan kabut droplet dari scrubbing liquid. *Gas exhaust* kemudian keluar menuju bagian diverging dimana gas dipaksa untuk melambat. Lalu di bagian separator,

*gas exhaust* yang masih mengandung air akan dipisahkan kembali dengan bantuan aliran vortex.



**Gambar 3.5** *Venturi Scrubber*

#### 4. Gas Holding Tank

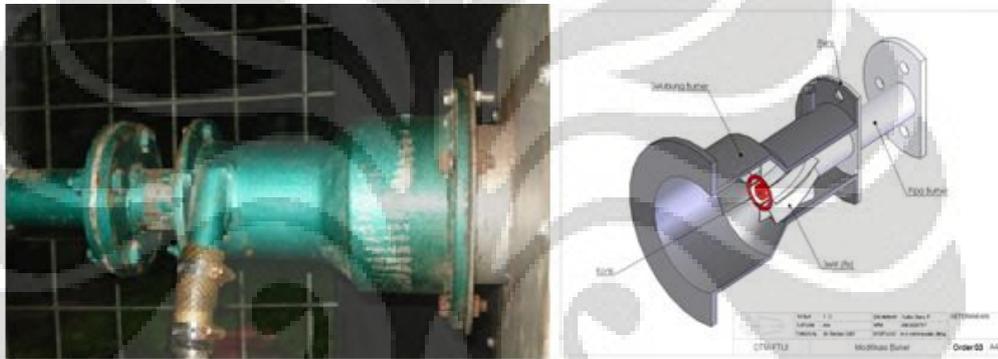
Agar flame api tidak mengalami fluktuatif dan terus kontinu, untuk itu gas hasil proses gasifikasi dari reaktor perlu ditampung terlebih dahulu sebelum dibakar di *Gas Burner*. Pemasangan Drum pada instalasi Gasifikasi inilah bertujuan untuk menampung gas hasil proses gasifikasi dari reaktor, agar suplai gas yang mengalir ke burner menjadi lebih stabil dari yang sebelumnya. Sehingga kualitas *flamena* juga menjadi lebih stabil dan kontinu.



**Gambar 3.6** *Gas Holding Tank*

## 5. Burner

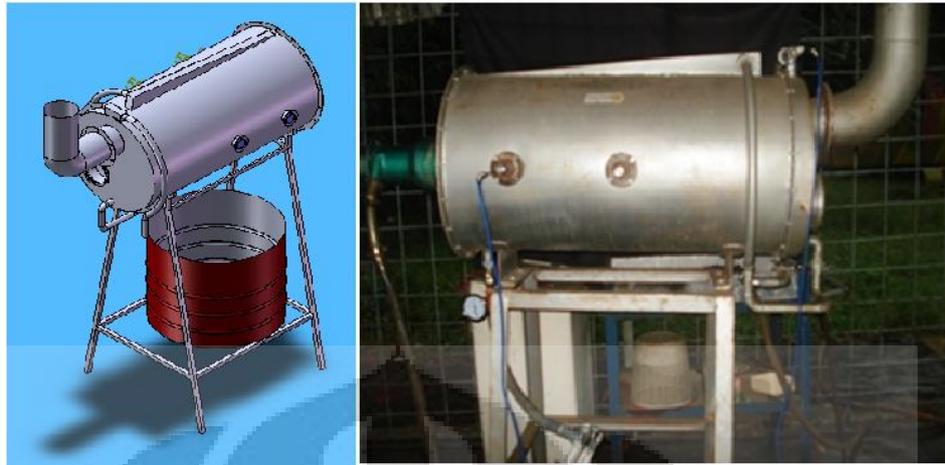
Burner ini berfungsi untuk membakar gas produser yang telah dihasilkan. Burner yang ada sekarang dapat dikatakan terdiri dari 4 bagian, yaitu: selubung *burner*, pipa gas *burner*, *swirl* dan konis. Konis berguna sebagai *flame holder*. Berbentuk kerucut solid. Selain berfungsi menstabilkan nyala api, berguna juga untuk mengakselerisasi aliran gas produser ke dalam *quarl throat* burner (daerah tenggorokan) karena adanya penyempitan area. Konis dapat menciptakan daerah sirkulasi bahan bakar bila laju tinggi akibat kontur konis.



**Gambar 3.7** *Burner*

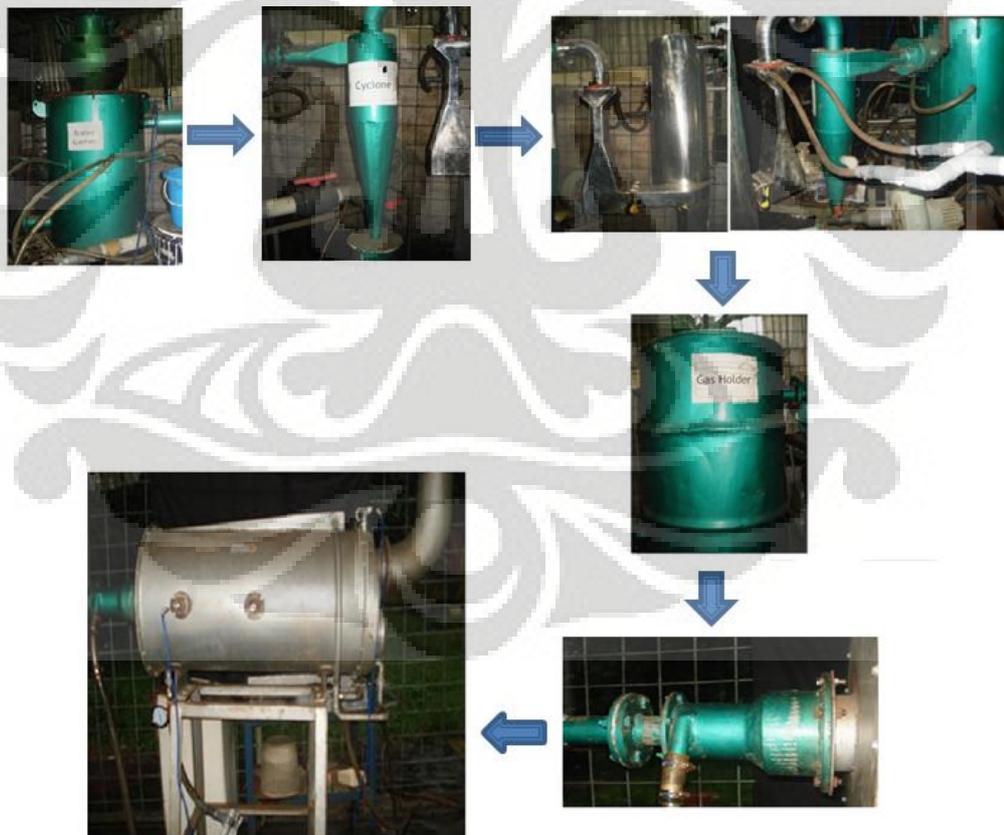
## 6. Combustion Unit

*Combustion unit* ini merupakan ruang bakar dari gas produser yang telah dihasilkan. Combustion unit ini memiliki sistem penyerapan panas oleh air yang berada di sekeliling tabungnya, yang nantinya air dapat disirkulasi kembali ke dalam *combustion unit* agar penggunaan air tidak menjadi boros. Karena sebagai tempat ruang bakar, maka combustion unit ini khusus dibuat dari stainless steel yang memiliki daya tahan temperatur yang tinggi.



**Gambar 3.8** *Combustion Unit*

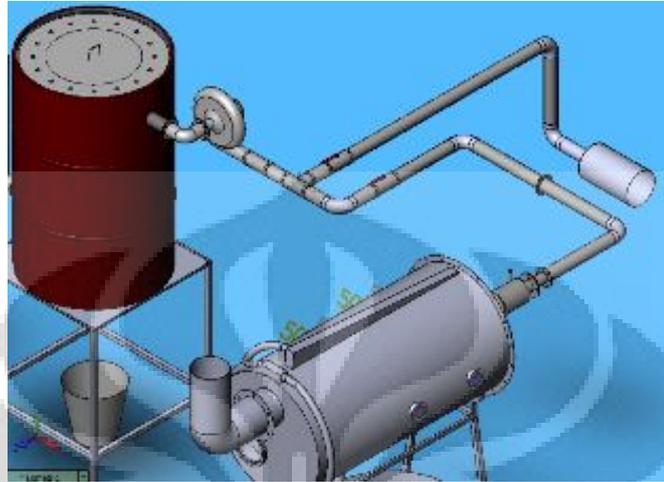
Setiap sistem diatas memiliki fungsinya masing – masing dan apabila dirangkai menjadi satu kesatuan akan menghasilkan suatu rangkaian alat yang dapat berfungsi untuk menjalankan proses gasifikasi dengan baik.



**Gambar 3.9** Rangkaian Sistem Gasifikasi di Laboratorium

### III. 3 MODIFIKASI ALAT LABORATORIUM

#### 1) Pembuatan sistem pipeline



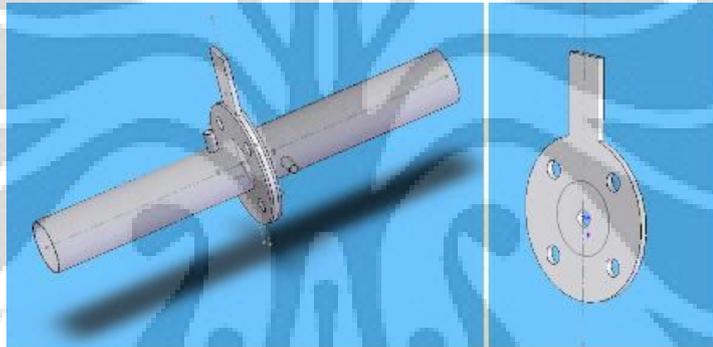
**Gambar 3.10** Desain Modifikasi Sistem Pipeline

Pipa saluran ini berfungsi untuk mengalirkan gas produser ke dalam combustion unit. Pembuatan saluran pipa ini disesuaikan dengan besar diameter keluaran blower dan masukan ke dalam burner. Pipa yang digunakan adalah pipa besi dengan diameter 2 inch, hal ini dikarenakan gas produser yang dihasilkan memiliki temperatur yang cukup tinggi sehingga pipa saluran harus memiliki tahanan temperatur yang cukup tinggi pula. Pipa saluran ini dibagi menjadi 2 cabang dengan maksud agar bisa dengan mudah mengatur flowrate yang akan masuk ke dalam burner dengan cara memainkan stop kran-nya, selain itu pipa tersebut juga dapat berfungsi sebagai pembuangan gas agar laboratorium tidak dipenuhi oleh asap.



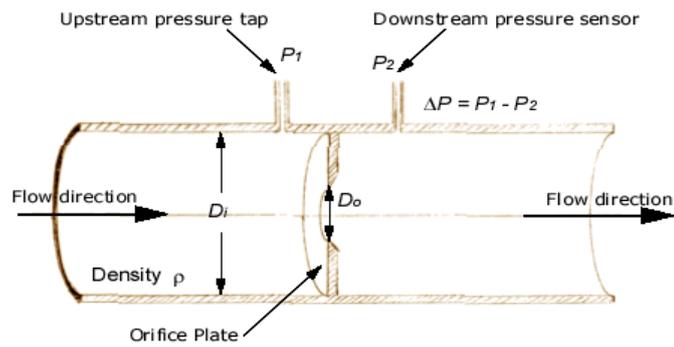
**Gambar 3.11** Modifikasi pada Sistem Pipeline di Laboratorium Gasifikasi

## 2) Pembuatan Orifice Plate

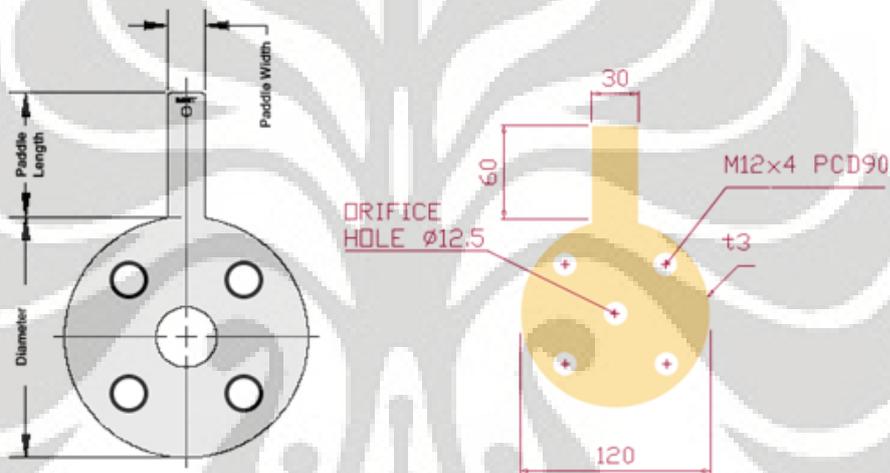


**Gambar 3.12** Disain Orifice Plate

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 .



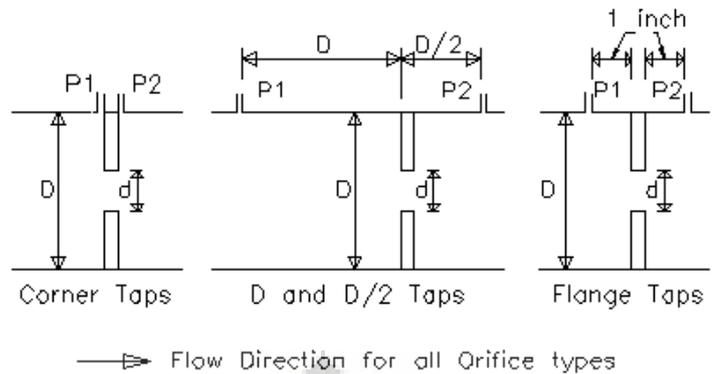
**Gambar 3.13** Orifice Meter



**Gambar 3.14** Desain Plat Orifis Konsentrik Untuk Pipa Gas 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.



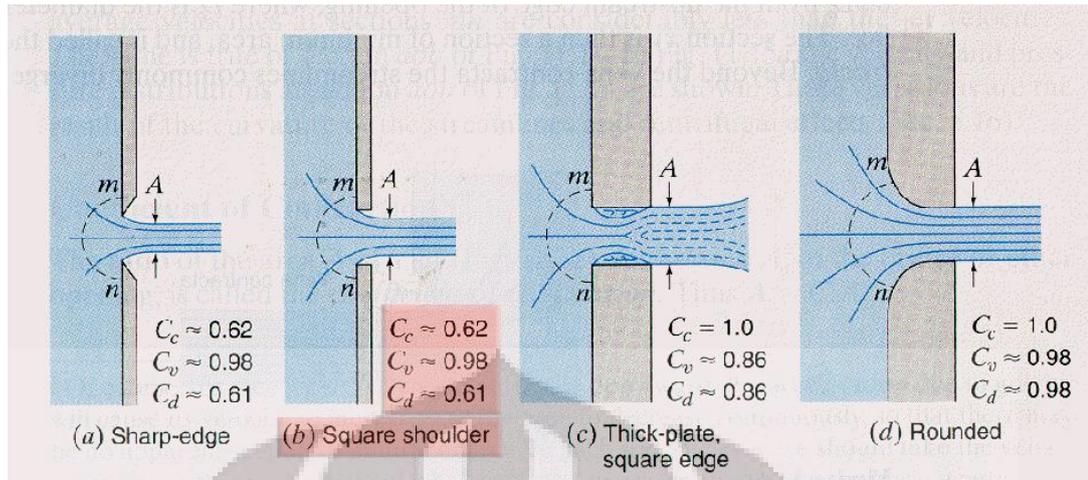
**Gambar 3.15** Tiga Metode Pressure Tapping Sesuai ISO 5167-1 (2003)

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,  $Q = v_1 A_1 = v_2 A_2$ , 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 3.16** Koefisien Discharge Untuk Berbagai Tipe Geometri Orifis 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.

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

**Tabel 3.1** Orifice Meter Discharge Coefficient



**Gambar 3.17** Orifice Plate di Laboratorium Gasifikasi

### 3. Pembuatan Tanki Air (*Water Storage*) dan Saluran Pipanya

Tanki air digunakan untuk menjaga stabilitas supply air yang akan dipakai untuk combustion unit dan venturi scrubber selama percobaan berlangsung. Dengan kapasitas total sebanyak 1000 liter, maka air yang akan dipakai dapat selalu tersedia untuk perkiraan waktu 1-2 jam selama percobaan berlangsung tergantung dari bukaan kran pada venturi scrubber dan combustion unit.

Tanki air ini diletakkan di tempat yang tinggi agar bisa dimanfaatkan secara efektif tekanan air yang ada didalamnya untuk mengalirkan air tersebut ke dalam venturi scrubber dan combustion unit. Untuk pengaliran airnya digunakan pipa pvc sebagai medianya dan untuk mengatur jumlah air yang masuk digunakan stop kran pada masing – masing alat sebelum masukannya.



**Gambar 3.18** Tanki air dan pipa saluran air di laboratorium gasifikasi

Berdasarkan pengalaman selama percobaan, untuk air yang akan masuk ke dalam combustion unit akan digunakan alat bantu pompa air untuk mengalirkan air kedalamnya yang dikarenakan air tidak memiliki tekanan yang cukup untuk sirkulasi apabila hanya mengandalkan tekanan yang ada di dalam tanki.

### III. 4 EVALUASI INSTALASI SISTEM GASIFIKASI

Berdasarkan pengalaman pengujian yang telah dilakukan terdapat masalah pada setiap bagian sistem gasifikasi yang diidentifikasi sebagai berikut:

#### 1) Sistem Umpan (*Feeding Door*)



**Gambar 3.19** *Feeding Door* Lama dan Kebocoran yang Terjadi



**Gambar 3.20** *Feeding Door* Baru dan Kebocoran yang Terjadi

Pada sistem umpan desain yang sebelumnya (*existing*), terjadi kebocoran gas pada saat melakukan penambahan bahan bakar. Bahkan pada saat gasifier beroperasi saja tanpa ada penambahan bahan bakar pun tetap terjadi kebocoran, meskipun dalam kejadian yang ini jumlah gas yang keluar tidak sebanyak ketika dilakukan penambahan bahan bakar.

Kebocoran ini menyebabkan ignisi awal dan selanjutnya sulit, adapun bila berhasil muncul *flame* maka tidak stabil. Hal ini dilatarbelakangi produser gas yang seharusnya menjadi bahan bakar keluar dari gasifier. Akhirnya, tampilan fisik asap pun lama serta boros bahan bakar untuk terlihat pekat, sebagai indikasi kaya produser gas.

Dari segi perawatan, desain *existing* tidak dapat di *split up*, sehingga sulit untuk dilakukan pembersihan tar yang sudah menjadi kerak pada bagian dalam sistem feeding. Sehingga hal inilah juga menjadi alasan penyebab terjadinya kebocoran, karena membuat pintu penahan gas dan bahan bakar tidak dapat menutup dengan sempurna..

Selain itu, minimnya unsur *safety* bagi operator, karena sewaktu dilakukan pengisian bahan bakar, operator berhadapan dengan gas yang memiliki temperatur cukup tinggi, sekitar 100 s/d 250 °C, juga kontaminasi gas beracun (CO) yang sangat membahayakan jiwa operator.

Namun setelah melihat dari perbandingan kebocoran yang terjadi pada kedua sistem feeding maka yang akan digunakan pada penelitian kali ini adalah feeding door yang lama.

2) Kondisi *flame* yang sering mengalami *blow off (flame failure)*.

Pada saat gas produser terbentuk dan asap mulai terlihat pekat maka itulah tandanya bahwa gas produser tersebut sudah siap bakar. Namun pada kenyataannya cukup sulit untuk menyalakan *flame* tersebut agar tetap stabil dan terus kontinu. Sering kali pada saat awal – awal akan dinyalakan, *blow off* terus terjadi di dalam *combustion unit*. Hal ini bisa disebabkan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Pasokan gas produser yang kurang akibat kebocoran di gasifier.
- Mixing dari gas produser dengan udara secondary air yang tidak sempurna. Hal ini juga bisa diakibatkan disain dari burner itu sendiri, ataupun pasokan udara dari secondary air yang terlalu sedikit juga dapat mempengaruhi hal ini.
- Belum mendapatkan kerapatan yang cukup dalam burner sehingga belum mampu merambatkan api.

3) Kebocoran air pada pipa, selang, *venturi scrubber*, dan *combustion unit*

Hal ini cukup sering terjadi akibat tekanan dari tanki air yang cukup besar terkadang tidak dapat ditahan oleh pipa air dan selang tersebut, sehingga sering terjadi lepasnya sambungan pada pipa – pipa dan selang air. Hal ini cukup mengganggu proses jalannya uji coba karena air di dalam tanki akan cepat habis sebelum percobaan benar – benar selesai. Sedangkan pada venturi dan combustion unit kebocoran air diakibatkan isolasi yang kurang sempurna pada fabrikasi alat.

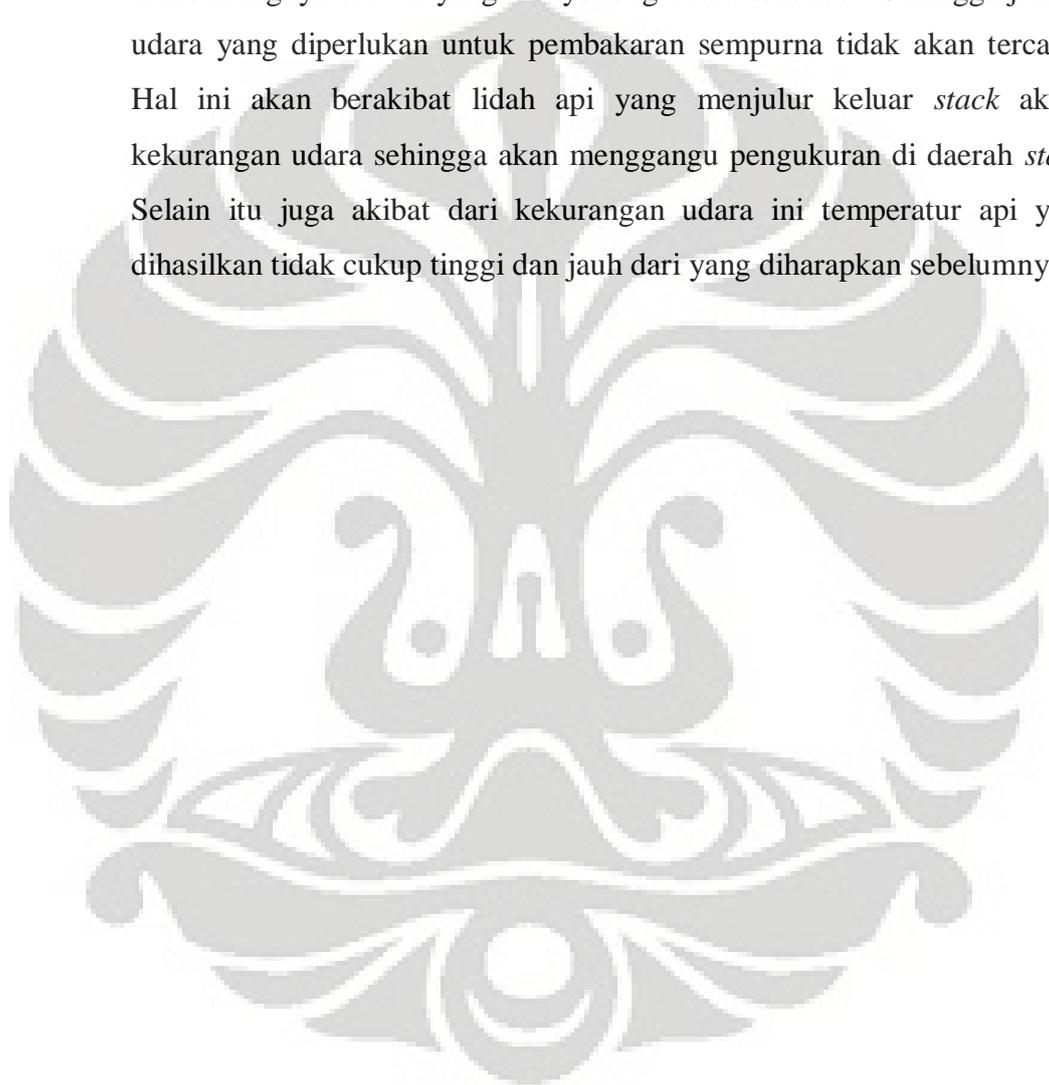


**Gambar 3.21** Kebocoran air pada instalasi pipa dan fabrikasi alat

Air yang bocor tersebut akan membasahi lantai laboratorium yang dipenuhi oleh kabel – kabel listrik sehingga memungkinkan untuk terjadinya korslet pada aliran listrik.

4) Kekurangan udara pada *combustion unit*

Kekurangan udara pada *combustion unit* ini diakibatkan oleh tidak mendukungnya blower yang menyokong udara sekunder. Sehingga jumlah udara yang diperlukan untuk pembakaran sempurna tidak akan tercapai. Hal ini akan berakibat lidah api yang menjulur keluar *stack* akibat kekurangan udara sehingga akan mengganggu pengukuran di daerah *stack*. Selain itu juga akibat dari kekurangan udara ini temperatur api yang dihasilkan tidak cukup tinggi dan jauh dari yang diharapkan sebelumnya.

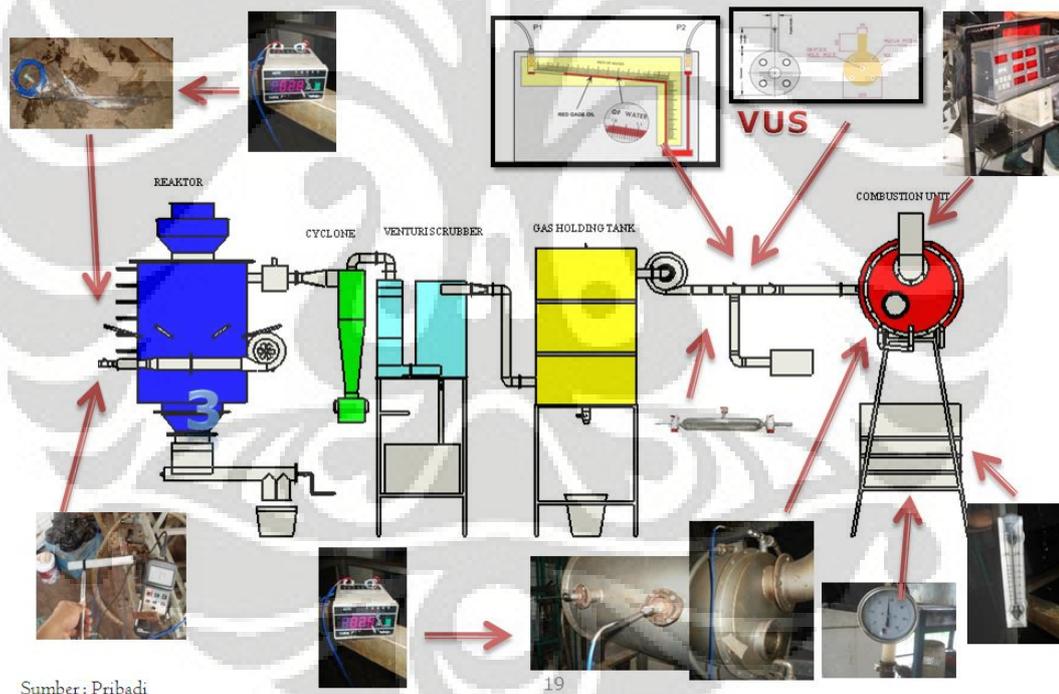


## BAB IV

# PENGUJIAN DAN PENGAMBILAN DATA

### IV.1 SKEMATIKA ALAT PENGUJIAN

Pengujian untuk pengembangan studi gasifikasi batubara dengan *fixed bed updraft gasifier* tak dapat terpisahkan dari keutuhan pengujian, baik pada reaktor gasifikasi dan produser gas. Pengujian berada pada kondisi tekanan atmosfer 1 atm dan temperatur ruang  $\pm 27^{\circ}\text{C}$ - $35^{\circ}\text{C}$ . Proses pengujian dilakukan di kandang laboratorium gasifier di daerah pelataran parkir Departemen Teknik Mesin.



Gambar 4.1 Skematik Alat Pengujian

### IV.2 METODOLOGI PENGUJIAN

#### IV.2.1 Persiapan Awal

Penggunaan bahan bakar terdiri atas arang yang terdiri atas arang jenis kayu, batok kelapa dan sabutnya, batubara dengan spesifikasi pada tabel 4.1, serta

minyak tanah. Arang dan batok kelapa sebagai promotor pembakaran awal atau ignisi. Sedangkan minyak tanah sebagai pemercepat proses pembakaran tahap selanjutnya, terutama setelah batubara dimasukkan ke dalam gasifier.



**Gambar 4.2** Bahan Bakar (1. Arang; 2. Batok Kelapa; 3. Minyak Tanah; 4. Batubara).

Persiapan yang dilakukan pada arang adalah membuat penyesuaian ukuran. Penggunaan arang kayu digunakan pada sifatnya yang cepat menjadi bara atau cepat terbakar dengan ukuran 3x3 inci, ketebalan mencapai 2 inci. Arang kayu nantinya memudahkan pembakaran dengan waktu yang relatif lebih lama. Sedangkan batok kelapa dari jari-jari sesungguhnya 5 inci, kemudian dipotong-potong menjadi 5-7 bagian. Seluruh sabut yang ada dipisahkan dari kelapa. Untuk menjaganya tetap kering, dilakukan teknik penyimpanan di dalam karung-karung yang secara periodik dijemur (sehari sebelum pengujian). Batubara jenis brown coal, merupakan jenis batubara yang mudah hancur, hanya membutuhkan palu kecil untuk mencacahnya. Sehingga batubara yang digunakan cukup dipersiapkan

dengan ukuran 2x2 inci dengan ketebalan berkisar 1,5-2 inci. Untuk mengurangi kandungan air pada batubara, cara yang dilakukan adalah menjemur batubara pada kisaran suhu 35-40°C pada kelembapan di bawah 60% selama 3-4 jam. Setelah itu penyimpanan dimasukkan ke dalam karung yang tersusun dalam rak. Untuk memastikan massa yang dimasukkan ke dalam gasifier, dilakukan dahulu penimbangan secara periodik dengan timbangan biasa.

Setelah itu cek kembali semua alat pengukuran yang ada dan usahakan berada pada posisi yang benar. Untuk air yang ada pada tanki, biasakan pada awal – awal persiapan tutup semua kran yang ada. Setelah dilakukan percobaan baru semua keran dibuka sesuai dengan kebutuhan yang diperlukan.

## IV. 2 PROSEDUR PENGUJIAN

Tahap – tahapan pengujian:

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

- Menyiapkan arang kelapa dan kayu masing-masing 2,5-3 kg. Untuk arang kelapa ukuran 2x2 inci, ketebalan berkisar ¼ inci. 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 sebesar 70<sup>0</sup>.
- Memasang termokopel tipe-K (*chromel alumnel*) berdiameter 0,65 mm, yaitu 4 buah pada reaktor sesuai posisi yang telah ditentukan, satu termokopel pada *burner*, 4 buah termokopel pada combustion unit dengan perincian 2 buah untuk mengukur suhu di dalam combustion dan 2 buah untuk mengukur suhu inlet dan outlet pada air di combustion unit. Menghubungkan keseluruhan termokopel pada *temperature digital data logger* dengan kabel konduktor.

Tc. 1, 2, 3 : Pengukuran temperatur gasifier bagian pembakaran (oksidasi)

Tc 4 : Pengukuran temperatur outlet air combustion unit.

Tc.5, 6 : Pengukuran temperatur api pada combustion unit.

Tc 7 : Pengukuran temperatur flue gas

- Memasang *orifice plate* pada *flens* yang telah terpasang *tapping* tekanan. Menghubungkan manometer miring pada *tapping* dengan selang.
- Memasang termometer untuk mengukur temperatur inlet air cooling water
- Memasang flowmeter untuk mengukur flowrate air cooling water
- *Valve* suplai udara dari *blower* selalu dibuka penuh. Peran *valve* ditiadakan dengan adanya inverter.
- Memasang blower untuk suplai udara sekunder pada combustion unit.
- Memastikan konektor alat uji utama (reaktor dan *burner*) dan alat-alat pendukung telah terpasang dengan baik dan menyeluruh.
- Memastikan tanki air telah terisi penuh agar suplai air terus berlanjut selama percobaan. Dan bukakan *valve* tanki pastikan telah terbuka.

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

- Memasukkan batok kelapa pada dasar refraktori reaktor sampai ke tenggorokan masing-masing  $\pm 2$  kg kemudian ditambah 1 kg arang kayu yang telah disiram minyak tanah. Kemudian bagian teratas dimasukkan sabut kelapa yang telah terbakar.
- Penyalaan awal dengan bantuan minyak tanah, gunakan sabut kelapa sebagai penyulut untuk memulai proses pembakaran.

- Menunggu  $\pm 20$  menit/termokopel 2 menunjukkan  $600^{\circ}\text{C}$  hingga arang dan batok menjadi bara. Bahan bakar pada pengujian kali ini adalah bituminus.

### 3. Pengaturan Suplai Udara Primer

- Setelah timbul asap pekat,  $\pm 20$  s/d 25 menit, suplai udara primer mulai diatur dengan mengatur bukaan valve  $3/8$  dari 70 derajat.

### 4. Ignisi (Penyalaaan) *Producer Gas*

- Menambahkan bahan bakar batubara 3 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.
- Lakukan penyulutan (ignisi) dengan pemantik kepada ujung *combustion unit*. Bila belum tersulut, lakukan berulang-ulang.
- Setelah 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.
- Bukakan valve air untuk venturi scrubber. Dan kontrol flowrate air yang masuk agar tidak terlalu banyak dan tidak terlalu sedikit. Diusahakan selalu sama setiap percobaan
- Buka valve untuk distribusi air pada combustion unit dan nyalakan pompa air sehingga sirkulasi dapat berjalan lancar dan agar alat tersebut tidak mengalami pemanasan yang tinggi. Diusahakan sama setiap percobaan.

- Segera menambahkan kembali bahan bakar batubara 3 kg dilihat dari distribusi suhu yang ada pada rekator (termokopel 2) apabila suhu stagnan dan mulai menurun beberapa saat kemudian.
- 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.

#### 5. Pengukuran

#### 6. 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

## IV. 5. METODOLOGI PENGUKURAN

### Produser Gas

- Pengukuran Flowrate

Reaktor gasifier menghasilkan produser gas selama 30 untuk pembakaran kontinu setiap 3kg batubara. Pengukuran flowrate producer gas dilakukan ketika gas asap yang keluar melalui burner secara visual telah pekat. Ini menandakan gas asap mengandung komponen mampu bakar, yaitu CH<sub>4</sub>, H, dan CO dengan membaca posisi liquid pada tube manometer. Plat orifice dipasang di antara flange yang menghubungkan dua pipa. Perbedaan tekanan di antara plat orifice di ukur menggunakan manometer miring karena tekanan aliran gas rendah. Digunakan metode flange tap dalam menentukan posisi titik pressure tap pada pipa.

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.

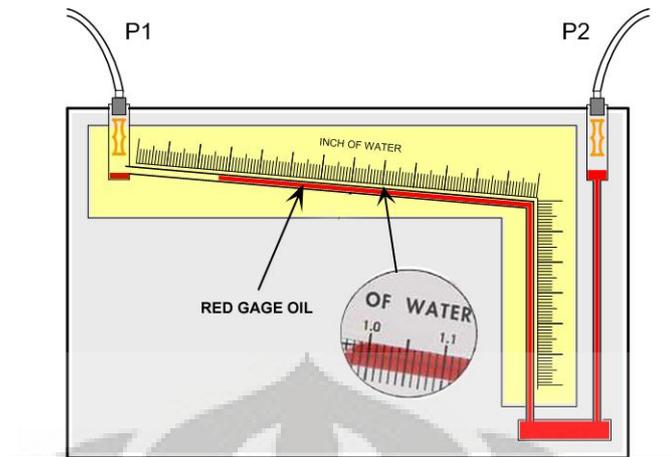
Type : *Durablock Inclined Manometer - Dwyer Instrument*  
model H-6640- M

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 4.3** 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 :

$$(p_1 - p_2) = \rho_m \cdot g \cdot h \quad \dots (4.2)$$

$$(p_1 - p_2) = \Delta p = \text{perbedaan tekanan, [kg/m}^2\text{]}$$

$$\rho_m = \text{densitas fluida manometer [kg/m}^3\text{]}$$

$$h = \text{perbedaan ketinggian liquid manometer [m]}$$

Perbedaan tekanan akibat orifis dapat dihitung menggunakan persamaan (4.2)

- Analisa Komposisi Gas

Untuk mengetahui hasil komposisi gas, digunakan gas trap yang dapat dipinjam di Departemen Teknik Kimia. Metode pengambilan gas ini tidak boleh sembarangan. Karena apabila tercampur dengan udara luar, maka hasilnya tidak akan sesuai dengan harapan. Oleh karena itu udara di dalam harus vakum. Cara pemakaian gas trap ini yaitu dengan mengisinya terlebih dahulu dengan air, lalu gas tersebut dimasukkan menggunakan selang pada nipple di orifice plate. Air yang terperangkap di dalam akan keluar karena tekanan dari gas.



**Gambar 4.4** *Gas Trap*

**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 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 tempetarur dari 0-50 °C.



**Gambar 4.5** Hot Wire Anemometer



**Gambar 4.6** Penggunaan Hot Wire Anemometer

Data – data yang diambil pada pengukuran ini adalah kecepatan laju alir udara pada primary air dengan bukaan katup  $70^{\circ}$ . Dan juga variabel kecepatan laju alir pada secondary air dengan bukaan  $90^{\circ}$ ,  $70^{\circ}$ ,  $50^{\circ}$ ,  $30^{\circ}$ . Dari kecepatan laju alir ini akan didapatkan nilai flowrate yang ada.

#### Pengukuran Temperatur

- Termokopel

Pengukuran distribusi temperatur pada reaktor gasifikasi, api pembakaran pada combustion unit, sirkulasi air, dan flue gas menggunakan termokopel type-K. Termokopel yang digunakan berjumlah 8 buah Termokopel tersebut mampu mengukur temperatur hingga  $1000^{\circ}\text{C}$ .



**Gambar 4.7** Termokopel type K dengan temperatur maksimum  $1000^{\circ}\text{C}$

Untuk lebih memastikan keakuratan termokopel, maka dilakukan kalibrasi. Temperatur yang terukur oleh kedelapan termokopel tersebut diatas selanjutnya divisualisasikan melalui sebuah *data logger*. Data logger digital 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 4.8** Digital Temperatur Data Logger yang memiliki 5 channel

Pengukuran yang dilakukan oleh termokopel ini hanya digunakan untuk yang memiliki temperatur tinggi seperti pengukuran temperatur di gasifier, flame pada combustion unit, temperatur keluar dari cooling water, dan temperatur flue gas.



**Gambar 4.9** Titik Pengukuran Untuk Termokopel

- Termometer

Termometer ini digunakan untuk mengukur temperatur inlet cooling water yang berada di combustion unit. Karena temperturnya yang rendah maka penggunaan termometer lebih baik digunakan daripada termokopel mengingat perbedaan harga yang jauh.



**Gambar 4.10** Termometer

Temperatur air pada inlet ini selalu bergantung pada keadaan cuaca karena air berasal dari tanki yang berada di luar laboratorium.

### **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.

$$M_{bb} = \frac{m_{bb}}{t} \quad \text{..(4.3)}$$

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)

### **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*.

$$CV_G = \sum x_i H_i$$

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

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

**Tabel 4.1** *Lower heating value* dari unsur *producer gas* pada 25<sup>0</sup> 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> )	121
Methane (CH <sub>4</sub> )	50,009
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> )	47,80

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

$$AF = \frac{\dot{m}_u}{\dot{m}_{bb}}$$

dimana :

$\dot{m}_u$  = flow rate *secondary air* (udara primer)

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

### Pengukuran Flowrate Air

Pengukuran untuk flowrate air digunakan flowmeter khusus untuk air. Satuan untuk alat ini berupa liter per menit. Alat ini mampu mengukur maksimal 170 lpm.



**Gambar 4.11** Flowmeter Air

### Emisi Gas Buang

Untuk mengetahui komposisi gas buang digunakan gas analyzer yang ada pada Departemen Teknik Mesin. Alat ini. Alat ini mampu menganalisa beberapa komposisi seperti CO, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, HC, dan NO<sub>x</sub>.



**Gambar 4.12** Gas Analyzer

# BAB V

## PENGOLAHAN DATA DAN ANALISA HASIL

Perbandingan karakteristik pembakaran pada combustion unit yang akan dibahas dalam bab ini, akan ditinjau dari:

- Emisi gas buang yang dihasilkan
- Temperatur api yang dihasilkan
- heat release rate

Analisa perbandingan dilakukan berdasarkan karakteristik bahan bakar terhadap nilai AFR-nya.

### V.1. KARAKTERISTIK BAHAN BAKAR

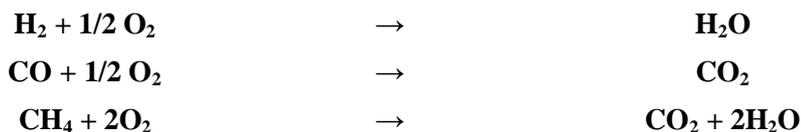
#### 1. Batu bara

**Tabel 5.1** Proximate Batubara Dengan Calorific Value 6098 kal/gr

Analisis	Unit
<b>PROXIMATE</b>	
Moisture	10.2%
Volatile Matter	43.1%
Fixed Carbon	45.2%
Ash	1.5%
Total Sulphur	0.61%
CALORIFIC VALUE	6098Cal/gr

*Sumber : Sucofindo, 2009.*

#### 2. Gas Produser



**Tabel 5.2** Tabel Komposisi Gas Produser Hasil Gasifikasi Batubara

Komposisi	%-mol
CO <sub>2</sub>	7%
CO	15.27%
H <sub>2</sub>	6.76%
CH <sub>4</sub>	1.73%
O <sub>2</sub>	0.90%
N <sub>2</sub>	62.32%

Sumber : Lemigas, 2009.

$$\begin{aligned}
 \text{LHV} &= \sum((\% \text{mol CO} \times H_i \text{ CO}) + (\% \text{mol H}_2 \times H_i \text{ H}_2) + (\% \text{mol CH}_4 \times H_i \text{ CH}_4)) \\
 &= \sum((15,27/100 \times 11,5668) + (6,76/100 \times 121) + (1,73/100 \times 50,09)) \\
 &= 10,71 \text{ MJ/kg}
 \end{aligned}$$

LHV =	10,71 MJ/kg	10712,4 KJ/kg
	2559,6 kkal/kg	

Flowrate		mass flow
m <sup>3</sup> /s	liter/min	kg/s
0.0019	117.14	0.0014

Ada kemungkinan ada hasil yang didapat kurang sesuai dengan literatur yang ada (tabel 2.3). Hal ini disebabkan cara gas sampling yang kurang tepat sehingga menyebabkan adanya udara yang bercampur dengan hasil syngas yang ada.

## V.2. EFISIENSI GASIFIKASI

$$\eta = \frac{(LHV \text{ gas produser} \times \text{Mass Flow Gas produser})}{(LHV \text{ Bahan bakar} \times \text{Mass Flow bahan bakar})}$$

$$\begin{aligned} \eta &= [(0,0014 \times 2582,5) / (0,003 \times 6098)] \\ &= 19.22 \% \end{aligned}$$

Laju Aliran Udara ke Reaktor		Rentang Gasifikasi		massFlow Gas Produser	konsumsi bahan bakar	Efisiensi
liter/min	m3/s	min	s	kg/s	kg/s	%
217.27	13.04	33.00	1980.00	0.0014	0.003	19.22

Apabila dibandingkan dengan hasil LVH produser gas yang menggunakan komposisi dari literatur adalah sebesar 72,75%.

## V.3 PERHITUNGAN KALOR PEMBAKARAN

$$Q_{syngas} = \text{Mass Flow bahan bakar} \times LHV$$

Dimana :

- Mass Flow bahan bakar didapatkan dari pengukuran menggunakan orifice palte
- LHV didapatkan dari Pengukuran komposisi gas.

$$\begin{aligned} Q_{syngas} &= 0,001 \times 10716,68 \\ &= 15,23 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

massflow bahan bakar (kg/s)	LHV (kJ/kg)	Qsyngas (kJ/s)
0,001	10716,68	15,23

Namun dari hasil yang didapat tidak sesuai dengan literatur dimana seharusnya kalor pembakaran yang dihasilkan adalah sebesar 56,28 kJ/s.

#### V.4. PERHITUNGAN KALOR YANG DIHASILKAN UDARA

$$Q_{udara} = \text{MassFlow udara} \times C_p \text{ udara} \times \Delta T$$

Dimana :

- mass flow udara didapatkan dari pengukuran menggunakan hot wire
- $C_p$  udara adalah 1,005 kJ/kg.k
- $\Delta T$  = selisih temperatur udara masuk kedalam burner dengan temperatur udara ambient

##### 1. Bukaan keran udara 90

bukaan	Flowrate Udara		massflow	Cp udara	Tin	Tout	$\Delta T$	Qudara (kJ/s)
	m/s	m3/s	kg/s					
90	18.7	0.00947	0.011	1.005	28	29	1	0.0112

##### 2. Bukaan keran udara 80

bukaan	Flowrate Udara		massflow	Cp udara	Tin	Tout	$\Delta T$	Qudara (kJ/s)
	m/s	m3/s	kg/s					
80	17.7	0.00896	0.0105	1.005	28	29	1	0.0106

##### 3. Bukaan keran udara 70

bukaan	Flowrate Udara		massflow	Cp udara	Tin	Tout	$\Delta T$	Qudara (kJ/s)
	m/s	m3/s	kg/s					
70	17.2	0.00871	0.0102	1.005	28	29	1	0.0103

##### 4. Bukaan keran udara 60

bukaan	Flowrate Udara		massflow	Cp udara	Tin	Tout	$\Delta T$	Qudara (kJ/s)
	m/s	m3/s	kg/s					
80	16.9	0.00855	0.01009	1.005	28	29	1	0.0101

5. Bukaan keran udara 50

bukaan	Flowrate Udara		massflow	Cp udara	Tin	Tout	ΔT	Qudara (kJ/s)
	m/s	m3/s	kg/s					
80	16.6	0.0084	0.00991	1.005	28	29	1	0.00996

**V.5 PERHITUNGAN KALOR YANG DISERAP AIR (HEAT REALEASE RATE)**

$$Q_{air} = MassFlow\ air \times Cp\ air \times \Delta T$$

Dimana :

- mass flow air didapatkan dari pengukuran menggunakan flowmeter air
- Cp udara adalah 4,184 kJ/kg.k
- ΔT = selisih temperatur air masuk kedalam combustion unit dengan temperatur air keluar combustion unit

1. Bukaan Keran udara 90

bukaan	Flowrate air		massflow	Cp air	Tin	Tout	ΔT	Qair (kJ/s)
	lpm	m3/s	kg/s					
90	35	0.00058	0.583333333	4.184	29	41	12	29.288

2. Bukaan Keran udara 80

bukaan	Flowrate air		massflow	Cp air	Tin	Tout	ΔT	Qair (kJ/s)
	Lpm	m3/s	kg/s					
80	35	0.000583	0.583333333	4.184	29	40	11	26.84733333

3. Bukaan keran udara 70

bukaan	Flowrate air		massflow	Cp air	Tin	Tout	ΔT	Qair (kJ/s)
	Lpm	m3/s	kg/s					
70	35	0.000583	0.583333333	4.184	29	40	11	26.84733333

#### 4. Bukaan keran udara 60

bukaan	Flowrate air		massflow	Cp air	Tin	Tout	ΔT	Qair (kJ/s)
	lpm	m3/s	kg/s					
80	35	0.0006	0.583333333	4.184	29	40	11	26.84733333

#### 5. Bukaan keran udara 50

bukaan	Flowrate air		massflow	Cp air	Tin	Tout	ΔT	Qair (kJ/s)
	lpm	m3/s	kg/s					
80	35	0.000583333	0.5833333	4.184	29	39	10	24.40666667

## V. 6 PERHITUNGAN KALOR GAS BUANG

**Tabel 5.3** Kadar Komposisi Gas Buang Pada Combustion Unit

Bukaan	AFR	KOMPOSISI FLUE GAS				
		CO	CO2	O2	Nox	HC
		% vol	% vol	% vol	%vol	%vol
90	3.68	0.02	16.5	6.9	0.0033	0.0033
80	3.49	0.13	17.6	6.3	0.0054	0.0061
70	3.39	0.18	17.3	4.1	0.0055	0.003
60	3.33	0.24	16.8	4.3	0.006	0.0035
50	3.27	0.31	16.4	3.5	0.0063	0.0033

$$Q_{\text{gas buang}} = \text{MassFlow gas buang} \times C_p \text{ gas buang} \times \Delta T$$

Dimana :

- mass flow gas buang didapatkan dari penjumlahan mass flow gas produser dengan mass flow udara
- Cp gas buang didapatkan dengan penjumlahan kalor jenis tiap komposisi gas buang.
- ΔT = selisih temperatur gas buang keluar combustion unit dengan temperatur udara ambient

1. Bukaan keran 90

Komposisi Gas Buang	% Volume Gas Buang	spesifik heat (J/kg.K)	spesifik heat . Vol (kJ/kg.k)	flowrate (kg/s)	Tin	Tout	$\Delta T$	Total Cp. dT	Q (kJ/s)
HC	0.0033			0.012587	556	28	528	0	1.348
CO	0.02	1042	0.000208					0.11	
CO2	16.5	845	0.139					73.616	
O2	6.9	916	0.0632					33.371	
Nox	0.0087							0	
total	23.432		0.202				107.098		

2. Bukaan keran 80

Komposisi Gas Buang	% Volume Gas Buang	spesifik heat (J/kg.K)	spesifik heat . Vol (kJ/kg.k)	flowrate (kg/s)	Tin	Tout	$\Delta T$	Total Cp. dT	Q (kJ/s)
HC	0.0061			0.0119	540	28	512	0	1.275
CO	0.13	1042	0.00135					0.693	
CO2	17.6	845	0.148					76.145	
O2	6.3	916	0.0577					29.546	
Nox	0.0054							0	
total	24.04		0.207				106.38		

3. Bukaan keran 70

Komposisi Gas Buang	% Volume Gas Buang	spesifik heat (J/kg.K)	spesifik heat . Vol (kJ/kg.k)	flowrate (kg/s)	Tin	Tout	$\Delta T$	Total Cp. dT	Q (kJ/s)
HC	0.003			0.0117	523	28	495	0	1.074
CO	0.18	1042	0.0018					0.928	
CO2	17.3	845	0.146					72.362	
O2	4.1	916	0.0375					18.59	
Nox	0.0078							0	
total	21.59		0.185				91.88		

#### 4. Bukaan keran 60

Komposisi Gas Buang	% Volume Gas Buang	spesifik heat (J/kg.K)	spesifik heat . Vol (kJ/kg.k)	flowrate (kg/s)	Tin	Tout	$\Delta T$	Total Cp. dT	Q (kJ/s)
HC	0.0035			0.0115	515	28	487	0	1.0308
CO	0.24	1042	0.0025008					1.21789	
CO2	16.8	845	0.14196					69.1345	
O2	4.3	916	0.039388					19.182	
Nox	0.007							0	
total	21.3505		0.1838488				89.5344		

#### 5. Bukaan keran 50

Komposisi Gas Buang	% Volume Gas Buang	spesifik heat (J/kg.K)	spesifik heat . Vol (kJ/kg.k)	flowrate (kg/s)	Tin	Tout	$\Delta T$	Total Cp. dT	Q (kJ/s)
HC	33			0.0113	513	28	485	0	0.955
CO	0.31	1042	0.0032					1.566	
CO2	16.4	845	0.138					67.211	
O2	3.5	916	0.032					15.549	
Nox	63							0	
Total	116.21		0.173				84.327		

### V. 7 PERHITUNGAN KALOR HILANG AKIBAT RADIASI DAN KONDUKSI

Karena spesifikasi combustor kurang lengkap, maka untuk menentukan kehilangan kalor akibat konduksi dan radiasi di dinding combustor, diambil angka pada buku manual combustion unit yang menyebutkan bahwa kehilangan kalor tersebut besarnya adalah 1,38 kJ/s.

## V. 8 HEAT BALANCE

Neraca kalor digunakan untuk mengetahui jumlah kalor yang dihasilkan oleh bahan bakar sebagai penghasil kalor serta jumlah kalor yang diserap oleh air sehingga diketahui besar efisiensinya pembakaran di combustor. Dengan analisis neraca kalor ini, dapat diketahui jumlah kalor yang masuk ke dalam combustor dan kehilangan kalor akibat gas buang, konduksi dan lain – lain. Heat loss ini merupakan jumlah kalor yang hilang tanpa diketahui.

### 1. Bukaan keran 90

<b>HEAT INPUT (kJ/s)</b>	Kalor Udara	0.0112
	Kalor Pembakaran	15.233
	total	15.244

<b>HEAT OUTPUT(kJ/s)</b>	Kalor Air	11.045
	Kalor Gas Buang	1.348
	Kalor konduksi + radiasi	1.38
	total	13.773

<b>HEAT INPUT</b>	15.244
<b>HEAT OUTPUT</b>	13.773
Heat Loss (kJ/s)	1.47

### 2. Bukaan keran 80

<b>HEAT INPUT (kJ/s)</b>	Kalor Udara	0.0106
	Kalor Pembakaran	15.233
	total	15.243

<b>HEAT OUTPUT(kJ/s)</b>	Kalor Air	10.125
	Kalor Gas Buang	1.275
	Kalor konduksi + radiasi	1.38
	total	12.78

<b>HEAT INPUT</b>	15.243
<b>HEAT OUTPUT</b>	12.78
Heat Loss(kJ/s)	2.463

3. Bukaan keran 70

<b>HEAT INPUT (kJ/s)</b>	Kalor Udara	0.0103
	Kalor Pembakaran	15.233
	total	15.243

<b>HEAT OUTPUT(kJ/s)</b>	Kalor Air	10.125
	Kalor Gas Buang	1.074
	Kalor konduksi + radiasi	1.38
	total	12.579

<b>HEAT INPUT</b>	15.243
<b>HEAT OUTPUT</b>	12.579
Heat Loss (kJ/s)	2.664

4. Bukaan keran 60

<b>HEAT INPUT (kJ/s)</b>	Kalor Udara	0.0101
	Kalor Pembakaran	15.233
	total	15.243

<b>HEAT OUTPUT(kJ/s)</b>	Kalor Air	10.125
	Kalor Gas Buang	1.0307
	Kalor konduksi + radiasi	1.38
	total	12.536

<b>HEAT INPUT</b>	15.243
<b>HEAT OUTPUT</b>	12.536
Heat Loss (kJ/s)	2.707

## 5. Buka keran 50

<b>HEAT INPUT (kJ/s)</b>	Kalor Udara	0.009961507
	Kalor Pembakaran	15.2333648
	total	15.2433263

<b>HEAT OUTPUT(kJ/s)</b>	Kalor Air	9.2048
	Kalor Gas Buang	0.955712986
	Kalor konduksi + radiasi	1.38
	total	11.54051299

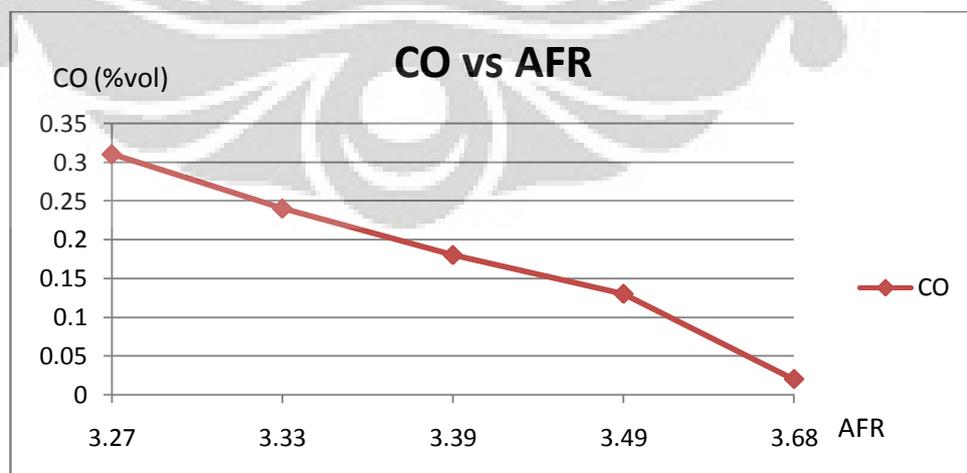
<b>HEAT INPUT</b>	15.2433263
<b>HEAT OUTPUT</b>	11.54051299
Heat Loss (kJ/s)	3.702813316

## V.9 PEMBENTUKAN EMISI GAS BUANG

Pembentukan emisi gas buang akan mengalami komposisi yang berbeda – berbeda sesuai dengan jumlah udara yang digunakan untuk pembakaran. Berikut ini merupakan hasil tabel dari pengukuran menggunakan gas analyzer.

### V.9.1 Pembentukan CO (karbon monoksida)

Emisi CO terbentuk dalam pembakaran melalui oksidasi hidrokarbon pada zone area dan kesetimbangan tergantung pada temperatur dan tingkat kelebihan udara. Di bawah ini grafik pembentukan emisi CO pada gas produser.

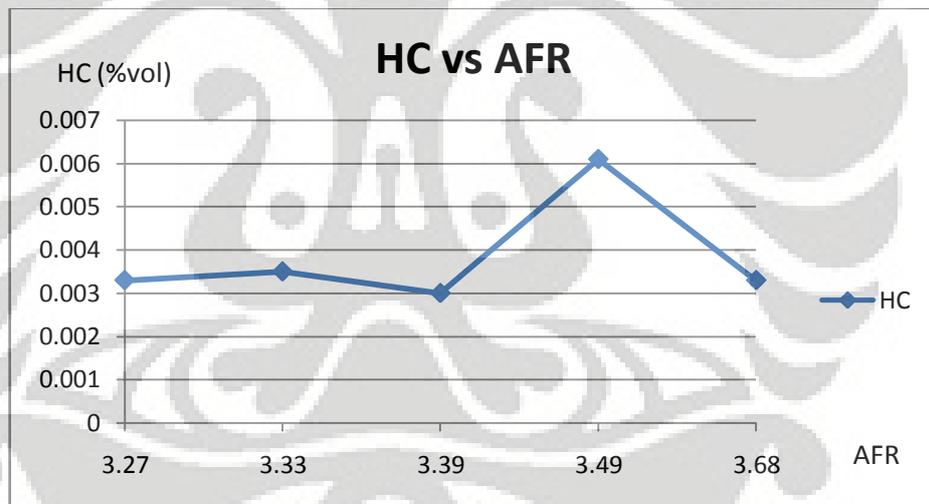


**Gambar 5.1** Grafik Pembentukan CO terhadap AFR

Pembentukan dalam grafik tersebut terlihat menurun. Hal ini disebabkan karena pada AFR rendah, udara yang diberikan tidak cukup untuk merubah seluruh karbon menjadi CO<sub>2</sub>, sehingga sebagian masih berupa CO sehingga nilai CO akan semakin tinggi. Namun semakin tinggi AFR-nya maka CO akan terus berkurang. Nilai CO terendah yang didapat ada pada AFR tertinggi, yaitu 0,02 % volume untuk AFR 3,68.

### V.9.2 Pembentukan HC (hidro carbon)

Emisi HC terbentuk karena adanya molekul – molekul hidrogen dan karbon yang tidak terbakar sempurna selama pembakaran berlangsung, yang disebabkan oleh beberapa faktor, yaitu jumlah excess air, panjang ruang bakar, waktu pembakaran, dan kecepatan rambat nyala api. Keberadaan HC seiring terbentuknya CO, karena keberadaannya menunjukkan terjadinya ketidaksempurnaan oksidasi hidrogen dan karbon selama pembakaran.



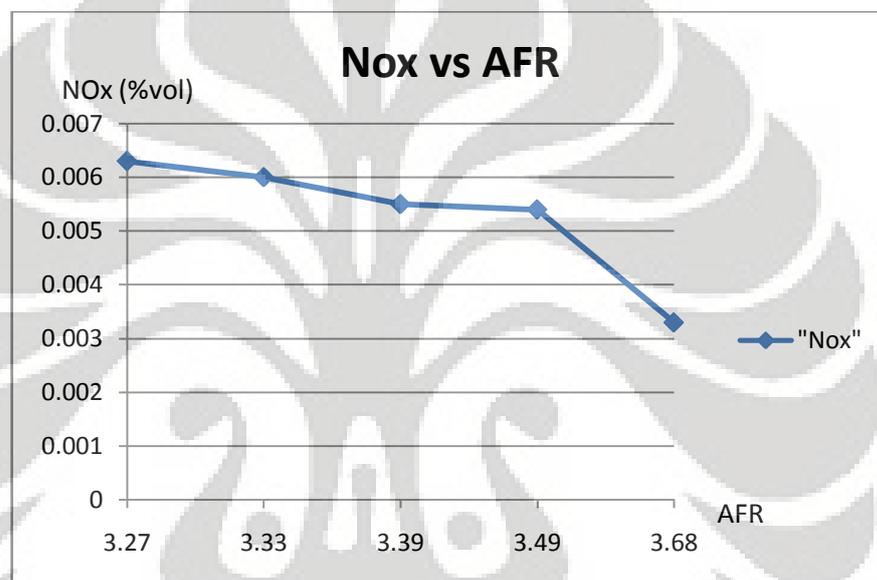
**Gambar 5.2** Grafik Pembentukan HC terhadap AFR

Pembentukan HC seharusnya akan naik pada AFR rendah yang disebabkan karena waktu pembakaran yang singkat dan temperatur pembakaran yang lebih rendah sehingga jumlah bahan bakar yang tidak terbakar meningkat. Namun pada grafik terlihat hasil yang didapat tidak sesuai yang diharapkan, hal ini diakibatkan keterbatasan alat ukur yang kurang memadai. Jumlah HC yang

tertinggi yang seharusnya diperoleh pada AFR terendah, namun pada percobaan ini diperoleh pada AFR 3,49 dengan nilai sebesar 0,0061 % volume.

### V.9.3 Pembentukan NO<sub>x</sub>

Pembentukan Nox dipengaruhi oleh temperatur operasi, tingkat kelebihan udara, dan waktu pembakaran. Nox hanya terbentuk pada temperatur tinggi dan selama reaksi berjalan lambat.

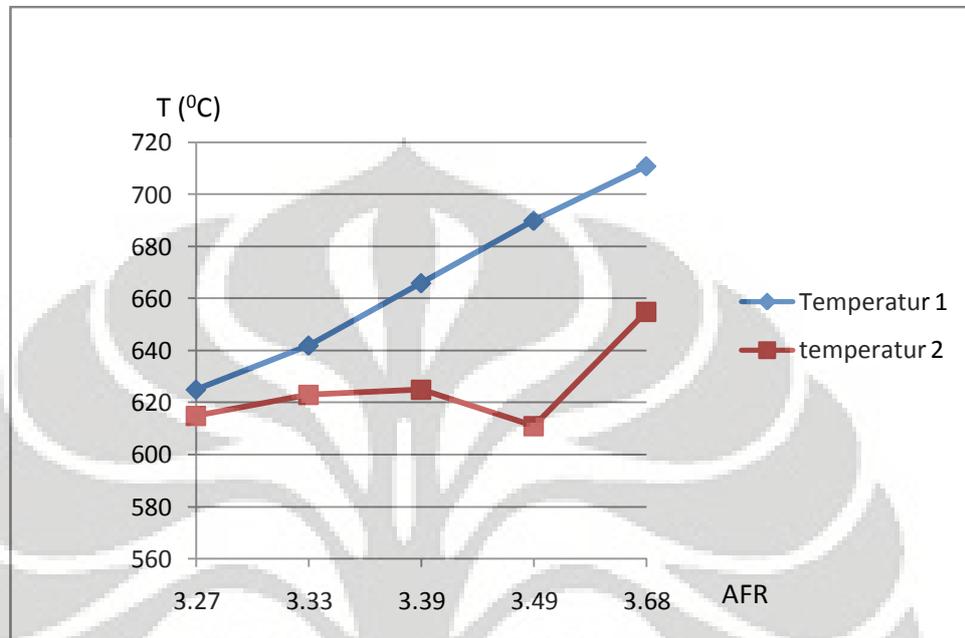


**Gambar 5.3** Grafik Pembentukan NO<sub>x</sub> terhadap AFR

Dari grafik tersebut terlihat bahwa semakin tinggi AFR maka akan semakin rendah pula konsentrasi Nox pada emisi gas buang. Kondisi NO<sub>x</sub> ini memiliki kurva menurun karena semakin tinggi AFR maka temperatur pembakaran akan semakin besar dan pembentukan NO<sub>x</sub> akan semakin kecil. Hal ini sesuai dengan teori pembakaran dimana apabila AFR semakin tinggi maka temperatur yang dihasilkan akan semakin tinggi pula, dan kadar NO<sub>x</sub> dalam gas buang seharusnya akan semakin menurun. Hal tersebut bisa disebabkan oleh pencampuran udara dan bahan bakar yang cukup baik sehingga menyebabkan jumlah NO<sub>x</sub> akan menurun.

## V. 10 TEMPERATUR API DAN VARIASI SECONDARY AIR

Temperatur yang dihasilkan pada pembakaran sangat dipengaruhi oleh jumlah udara yang disuplai blower secondary.

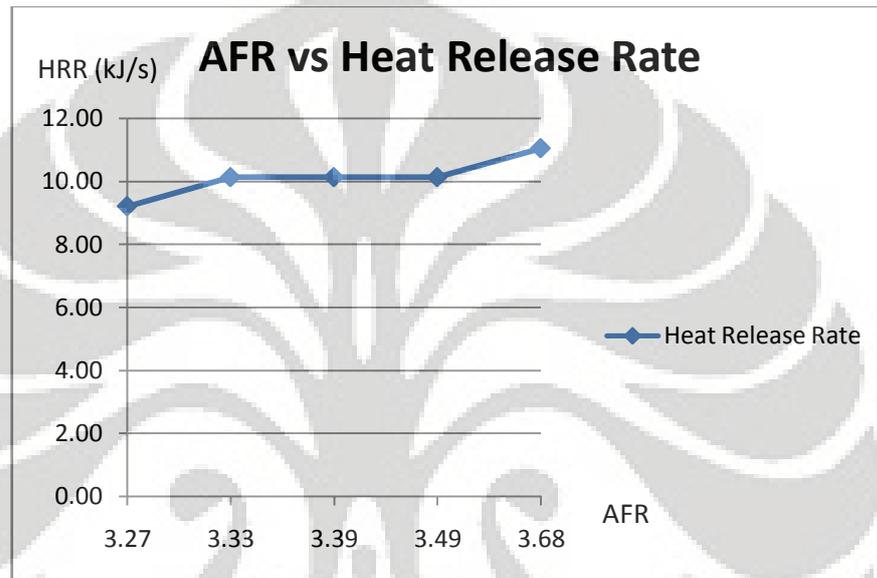


**Gambar 5.4** Grafik Temperatur Flame terhadap AFR

Pada pembakaran dengan AFR yang berbeda akan dihasilkan flame yang tidak sama satu dengan yang lain. Perbedaan ini dapat dilihat dari bentuk nyala, panjang, warna dan besarnya. Namun pada penelitian hanya bisa dilakukan dengan perbedaan AFR yang kecil karena terbatas oleh blower yang kurang mendukung untuk menghasilkan flame yang maksimal. Namun pada grafik temperatur flame terhadap AFR pada burner terlihat temperatur semakin meningkat sebanding dengan meningkatnya suplai udara sekunder pada burner. Dan hal ini membuktikan peran dari udara dapat meningkatkan temperatur api. Temperatur tertinggi yang bisa didapat pada percobaan ini diperoleh pada pada AFR 3,68, yaitu sebesar 711°C untuk termokopel 1 dan 655°C untuk termokopel 2.

## V. 11 HEAT RELEASE RATE

Untuk mengetahui efisiensi dari aplikasi Combustion Laboratory Unit dari flue gas dari gasifikasi batubara dapat menggunakan parameter heat release rate. Setelah melakukan beberapa kali percobaan maka dapat dihasilkan sebuah grafik yang menggambarkan korelasi antara heat release rate dengan variasi suplai udara sekunder.

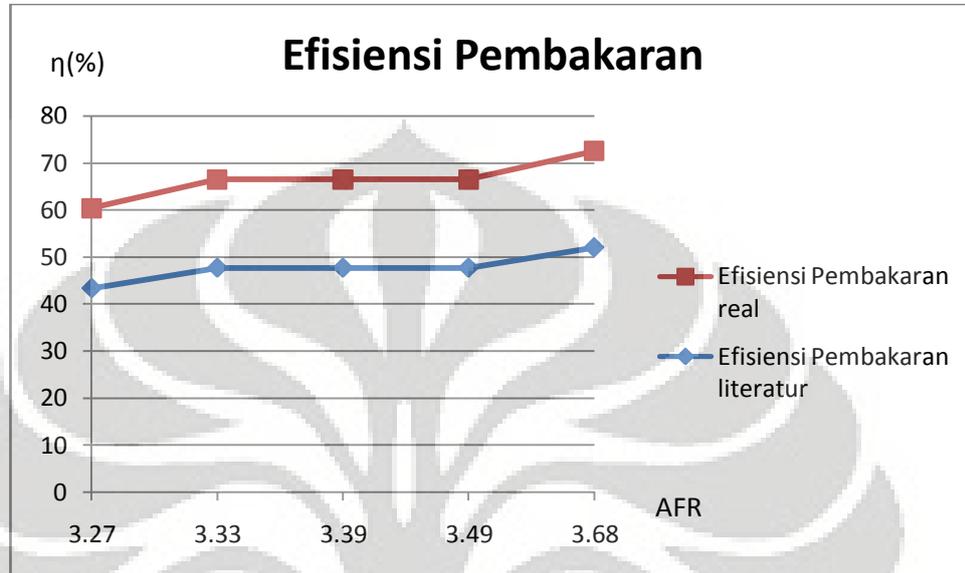


**Gambar 5.5** Grafik Heat Release Rate terhadap AFR

Heat release rate pada grafik diatas dapat kita ambil kesimpulan bahwa temperatur api yang dihasilkan dari gasifikasi batubara meningkat sebanding dengan meningkatnya AFR yang meningkat pula. Namun perbedaannya tidak terlalu signifikan, hal ini disebabkan karena variasi AFR yang sangat kecil sehingga kalor pembakaran yang dihasilkan tidak terlalu besar. Dari AFR yang paling maksimal, yaitu 3.68 didapatkan nilai heat release rate terbesar yaitu 11,05 kJ/s.

## V.12 EFISIENSI PEMBAKARAN

Dari hasil perhitungan diperoleh grafik efisiensi pembakaran untuk batubara :



**Gambar 5.6** Grafik Efisiensi Pembakaran terhadap AFR

Efisiensi pembakaran tertinggi dicapai pada AFR tertinggi yaitu sebesar 72,5%. Namun hasil ini tidaklah sempurna karena hasil pengukuran yang didapat masih belum sempurna. Apabila kita bandingkan dengan hasil yang didapat dari literatur maka akan didapat grafik dengan tren yang meningkat pula, namun didapatkan efisiensi terbesar dengan nilai 52% pada AFR tertinggi.

Bila dikaitkan dengan grafik – grafik sebelumnya, ditandai dengan minimnya jumlah HC dan CO, dan karakteristik nyala api dilihat dari temperaturnya yang paling baik berada pada daerah tersebut.

## BAB VI

### KESIMPULAN DAN SARAN

Dari hasil penelitian dan analisa yang dilakukan dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Heat release rate dari combustion unit meningkat sebanding dengan meningkatnya laju AFR dari masukan udara pada burner, dengan nilai tertinggi sebesar 11,05 kJ/s.
2. Pembentukan CO, HC, O<sub>2</sub> dan NO<sub>x</sub> dari emisi gas buang akan menurun sebanding dengan meningkatnya laju AFR.
3. Temperatur api sebanding dengan meningkatnya laju AFR dari masukan udara pada burner dengan tempertatur tertinggi sebesar 711°C pada termokopel 1 dan 655°C pada termokopel 2.
4. Efisiensi gasifikasi sebesar 19,22%.
5. Supplai udara sekunder pada gas burner berpengaruh terhadap karakteristik dari api.
6. Efisiensi pembakaran tertinggi sebesar 72,5%.

Saran :

1. Sebaiknya dilakukan pengeringan sebelum bahan bakar di masukan ke dalam gasifier agar kadar air yang terkandung dalam bahan bakar berkurang sehingga dapat mempercepat terjadinya gasifikasi.
2. Optimalisasi terhadap pembersihan flue gas dapat membantu menciptakan kualitas api yang lebih baik.
3. Burner yang ada dapat dimodifikasi sedemikian rupa sehingga bisa menghasilkan mixing yang lebih baik dan mendapatkan temperatur flame lebih tinggi.
4. Metode gas sampling lebih baik dilakukan oleh orang yang ahli dalam hal ini.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1]. "Indonesia Padam," *Majalah Tempo*, 1 Maret 2008, hal 9
- [2]. Cadangan Energi Batubara  
<http://www.detikfinance.com/index.php/detik.read/tahun/2008/bulan/06/tg/1/19/time/155500/idnews/959169/idkanal/4>
- [3]. H. Susanto, *Karakterisasi Gasifikasi Kayu Karet dalam Downdraft Throatness Fixed Bed Gasifier*. ITB (1998)
- [4]. Slide Mata Kuliah Pembangkit Daya, *Presentasi ESDM*, 2004
- [5]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal I-2
- [6]. *Statistik Batubara dan Mineral*, Ditjen GSM Per 1 Januari 2004
- [7]. IEA Coal Industry Advisory Board Workshop., *Alternative Oil Supply ?* (Paris: IEA Headquarters, 2 November 2006), hal 17
- [8]. Larson, E.D., *Small-scale Gasification-Based Biomass Power Generation, Center for Energy & Environmental Studies* (USA: Princenton University, 1998)
- [9]. H.Susanto., "*Moving Bed Gasifier with Internal Recycle and Separate Combustion of Pyrolysis Gas,*" *Ph.D. thesis* (Institut Teknologi Bandung: Bandung, 1984)
- [10]. Surjosatyo,A. & Ani, Farid, *EXPERIMENTAL AND PREDICTION OF THE DEVELOPMENT OF LOW-CALORIFIC SWIRL BURNER*, *Reric International Energy Journal*, Asian Institute Technology (AIT), Bangkok vol 6.no 2, December (2005)
- [11]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal II-1
- [12]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal II-11

- [13]. *Direktorat Batubara*, 1995
- [14]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal VIII-2
- [15]. Speight, J.G., “*The Chemistry and Technology of Coal*”, Marcell Dekker, Inc. (1994) dan R.A Koestoor *et all.*,*Studi Batubara Indonesia*, Lab Perpindahan Kalor. (1997)
- [16]. H. Susanto., “Karakterisasi Gasifikasi Kayu Karet dalam *Downdraft Throatness Fixed Bed Gasifier*”, ITB (2007)
- [17]. Turare, Chandrakant, *Biomass Gasification - Technology and Utilisation*, <http://sleekfreak.ath.cx.81/>
- [18]. M.S Rao *et all.* *Stoichiometric, mass, energy and exergy balance analysis of countercurrent fixed-bed gasification of post-consumer residues*. India, Elsevier (2003).
- [19]. F. Tirasonjaya., - *Ilmu Batu Bara*  
<http://ilmubatubara.wordpress.com/feed/>
- [20]. A.K Shaka., *Combustion Engineering and Fuel Technology*, The Central Press: Delhi, 1974
- [21]. Steven, D.J. *Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems Update and Summary of Recent Progress*. National Renewable Energy Laboratory, USA (2001)
- [22]. *Turbin Gas dan Propulsi*, 1998
- [23]. Pradana, Binardi., “*Studi Pembakaran Gas Bernilai Kalor Rendah Sebagai Hasil Gasifikasi Dari Sebuah Non-Premixed Burner*”. DTM FTUI, Depok (2005)
- [24]. Hasil Analisis Kimia No.20080700122, Pusat Sumber Daya Geologi Departemen ESDM, Bandung
- [25]. PPTM, *Bandung 1996 dan Direktorat Batubara 1995*
- [26]. Pari, Gustan. *Pembuatan Arang Aktif Dari Tempurung Kelapa, Serbuk Kayu, Tempurung dan Tandan Kelapa Sawit*. BPPK, 2003  
<http://www.fordamof.org/informasi.asp?kategoriid=46&rootid=13&page=5>

- [27]. Harjo, Imam. *Mengenal Batubara*. INDENI. 2003  
[http://www.indeni.org/index.php?view=article&id=94%3Amengenal-batubara-&option=com\\_content&Itemid=59](http://www.indeni.org/index.php?view=article&id=94%3Amengenal-batubara-&option=com_content&Itemid=59)
- [28]. Kartika D., I Made. *Penuntun Pengujian Bunsen Burner*. FTUI
- [29]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal IV-9
- [30]. [Model 50618 – Infrared Pyrometer](http://www.kodiakmotorsports.com/lagauges.htm)  
<http://www.kodiakmotorsports.com/lagauges.htm>
- [31]. Arman., “*Studi Pengaruh Variasi Suplai Udara Primer Terhadap Kinerja Suatu Biomass Gasifier*”.Skripsi.Depok (2004), hal 64
- [32]. Arman., “*Studi Pengaruh Variasi Suplai Udara Primer Terhadap Kinerja Suatu Biomass Gasifier*”.Skripsi.Depok (2004), hal 74
- [33]. SP Sharma, Chander Mohan, *Fuels and Combustion*, Bombay: Tata McGraw-Hill,1984
- [34]. Free Patents Online  
<http://www.freepatentsonline.com/5512216.html>
- [35]. H. Susanto, “*Moving Bed Gasifier with Internal Recycle and Separate Combustion of Pyrolysis Gas,*” *Ph.D. thesis*, Institut Teknologi, Bandung, Indonesia. (1984).
- [36]. Koestoer, R.A, et al., *Studi Batubara Indonesia, Potensi, Teknologi, dan Pemanfaatannya* (Depok: Laboratorium Perpindahan Kalor DTM FTUI,1997), hal VIII-14
- [37]. Surjosatyo, Adi. ” *Peningkatan Kinerja Gas Burner DI Sistem Gasifikasi Batubara*”. (Depok, 2007)
- [38]. Van Paasen, [S.V.B](#) and Kiel. [J.H.A](#). “*TAR FORMATION IN FLUIDISED-BED GASIFICATION-IMPACT OF GASIFIER OPERATING CONDITIONS*”. Presented at “The 2<sup>nd</sup> World Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection” in Rome, Italy, 10-14 May (2004).

## Lampiran Pengambilan Data

### 1. Bukaan keran 90

FLOWRATE GAS PRODUSER	WATER			COMBUSTION UNIT		FLUE GAS		KOMPOSISI FLUE GAS				
	INLET	OUTLET	FLOWRATE	TERM1	TERM2	INLET	OUTLET	HC	CO	CO2	O2	Nox
INCH	C	C	LPM	C	C	C	C					
1.24	30	41	35	711	655	556	28	33	0.02	16.5	6.9	87

### 2. Bukaan Keran 80

FLOWRATE GAS PRODUSER	WATER			COMBUSTION UNIT		FLUE GAS		KOMPOSISI FLUE GAS				
	INLET	OUTLET	FLOWRATE	TERM1	TERM2	INLET	OUTLET	HC	CO	CO2	O2	Nox
INCH	C	C	LPM	C	C	C	C					
1.24	29	40	35	690	611	540	28	61	0.13	17.6	6.3	54

### 3. Bukaan Keran 70

FLOWRATE GAS PRODUSER	WATER			COMBUSTION UNIT		FLUE GAS		KOMPOSISI FLUE GAS				
	INLET	OUTLET	FLOWRATE	TERM1	TERM2	INLET	OUTLET	HC	CO	CO2	O2	Nox
INCH	C	C	LPM	C	C	C	C					
1.24	29	40	35	666	625	523	28	30	0.18	17.3	4.1	78

#### 4. Bukaan Keran 60

FLOWRATE GAS PRODUSER	WATER			COMBUSTION UNIT		FLUE GAS		KOMPOSISI FLUE GAS				
	INLET	OUTLET	FLOWRATE	TERM1	TERM2	INLET	OUTLET	HC	CO	CO2	O2	Nox
INCH	C	C	LPM	C	C	C	C					
1.24	29	40	35	642	623	515	28	35	0.24	16.8	4.3	70

#### 5. Bukaan Keran 50

FLOWRATE GAS PRODUSER	WATER			COMBUSTION UNIT		FLUE GAS		KOMPOSISI FLUE GAS				
	INLET	OUTLET	FLOWRATE	TERM1	TERM2	INLET	OUTLET	HC	CO	CO2	O2	Nox
INCH	C	C	LPM	C	C	C	C					
1.24	29	39	35	625	615	513	28	33	0.31	16.4	3.5	63

## Lampiran Perbaikan Pada Flowmeter Air

Setelah beberapa kali pengujian yang telah dilakukan, dan setelah dilakukan evaluasi dan analisa terhadap sistem instalasi ternyata terdapat kesalahan dalam pengukuran massflow air yang masuk ke dalam combustion unit. Hal ini diketahui dari hasil perhitungan yang sebelumnya didapat. Dengan hasil massflow yang didapat dengan melakukan pengukuran menggunakan flowmeter air yaitu sebesar 0,5 kg/s, maka hal ini tidak mungkin terjadi. Maka dilakukanlah revisi pengukuran flowmeter air tersebut dengan menggunakan ember, timbangan dan stopwatch. Pengukuran ini dilakukan sebanyak 2 kali dan didapatkan hasil yang sebenarnya yaitu sebesar 0,22 kg/s.

Hasil perhitungan massflow air yang didapat pada pengukuran flow air didapat dari bacaan flowmeter tersebut sebesar 35 lpm. Maka sesuai dengan perhitungan yang ada:

$$35 \text{ lpm} = 35 \text{ dm}^3 / \text{minute} = 0,000583 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Dengan densitas air  $1000 \text{ kg/m}^3$ , maka didapat mass flow:

$$1000 \text{ kg/m}^3 \times 0,000583 \text{ m}^3 / \text{s} = 0,583 \text{ kg} / \text{s}$$



Pembacaan Pada Flowmeter Air

Namun setelah dianalisa yang ternyata hasil massflow tersebut tidaklah mungkin terjadi pada skala sebesar laboratorium. Maka diadakanlah pengecekan ulang dengan menggunakan ember, timbangan dan stopwatch. Dan hasil yang didapat adalah massa air sebesar 2,2 kg dengan selang waktu selama 10 detik. Pengukuran ini dilakukan sebanyak 3 kali agar dapat diambil kesimpulan bahwa hasil yang didapat adalah benar adanya.

$$2,2 \text{ kg} / 10 \text{ s} = 0,22 \text{ kg} / \text{s}$$



Penggunaan alat ukur sesudah revisi

Terlihat perbedaan hasil yang didapat antara kedua metode tersebut yang cukup jauh. Maka dapat disimpulkan bahwa pengukuran yang dilakukan oleh flowmeter air tersebut adalah tidak benar.

