

**Perancangan, Pembuatan, dan Pengujian
Pembangkit Listrik Energi Biomassa**

Rachmat Cahaya Putra¹⁾, Indra M. Gandidi²⁾ dan Harmen Burhanuddin²⁾

¹⁾Mahasiswa Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Universitas Lampung

²⁾Dosen Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Universitas Lampung

Jln. Prof.Sumantri Brojonegoro No. 1 Gedung H FT Lt. 2 Bandar Lampung

Telp. (0721) 3555519, Fax. (0721) 704947

Email : rachmatcahayaputra@yahoo.com dan E-mail: indragandidi@yahoo.co.id

Abstract

This paper describe about designing and testing laboratory-scale biomass energy power plant, to provide electricity in remote areas and islands which utilize renewable energy in accordance with the president decree No.5/2006. The power plant is built with gasification reactor which designed based on Imbert down draft gasifier, integrated gas cleaned up system (IGCS) include cyclones, venturi scrubbers rectangular type, and a new gas cleaner which called rotary separator. Experiments carried out with the parameters of gasification systems AFR 0.48, 0.5, 0.54, scrubbing water flow 1.26, 2.62, 3.33 l/min, rotary separator suction speed about 0.9, 3.4, 4.4 m/s. Each of parameters was interacted to produce clean producer gas which free from tar and impurities, as well as a high calorific value as fuel gas generator. The result of experiment and literature review shows that the current gasification AFR about 0.54 still far enough from ideal rice husk gasification AFR about 1.5. Even though, the remaining tar is still relatively high at 3788.1 mg/m³. After IGCS installed, the tar can be significantly reduced to 210.45 mg/m³, with the scrubbing water flow 3.33 l/min, and 4.4 m/s suction speed of rotary separator. In addition, the electric power generated is still below 100 W, so installation should be modified again, especially in the sector of air supply to the reactor.

Keywords : electricity crisis, biomass gasification, biomass energy power plant.

Masalah pengadaan listrik di daerah terpencil dan kepulauan yang sulit diselesaikan PT. PLN, sebagian besar terbentur masalah infrastruktur untuk menuju lokasi yang tidak memadai. Disamping itu jarak lokasi yang jauh dari gardu induk, jumlah penduduk yang sedikit dan tersebar, serta kebutuhan listrik aktual yang umumnya rendah membuat investasi menjadi tidak menarik. Maka dari itu prioritas untuk menjangkau wilayah-wilayah terpencil sering terabaikan [1,2]

Masalah ini dapat diupayakan oleh pemerintah melalui sistem *distributed generation* seperti halnya PLTD. Namun aplikasi PLTD dinilai belum tepat karena teknologi ini dapat menimbulkan masalah ketika membutuhkan bahan bakar, *maintenance*, dan *repair*. Minimnya ketersediaan solar dan minyak tanah di daerah terpencil dan kepulauan menjadi masalah terbesar yang sulit diatasi. Ditambah pula

konsumsi BBM untuk PLTD yang tinggi, akan memberatkan masyarakat ditengah mahalnya harga BBM. Kemudian apabila alat membutuhkan perbaikan, akan menempuh jarak dan waktu yang panjang untuk membawa alat atau membeli *sparepart* ke kota [3,4].

Diversifikasi energi melalui pemanfaatan sumber energi terbarukan sesuai Peraturan Presiden No.5 Tahun 2006, sangat memungkinkan untuk menjawab persoalan kelistrikan, baik dengan PLTMh ataupun PLTS. Namun dalam realisasinya, program ini sangat bergantung pada sumber daya lokal yang ada di lokasi.

Sebagai contohnya PLTMh memang cukup menjanjikan untuk direalisasikan di daerah yang kaya potensi sumber airnya, biaya investasi yang tidak terlalu tinggi, sederhana dalam teknologi dan rendah biaya *maintenance*. Namun kontinuitas operasi tidak terjamin, karena PLTMh bergantung pada

ketersediaan debit air yang besar dan tidak semua desa terpencil mempunyai sumber air untuk PLTMh[5].

Sama halnya dengan PLTS, teknologi alternatif ini sangat terkenal mampu menjawab pengadaan kelistrikan tanpa terbentur masalah sumber daya lokal disekitar lokasi. Akan tetapi pengadaan teknologi ini, memakan anggaran yang sangat besar untuk kapasitas pembangkitan energi yang terbilang kecil[6].

Meninjau pemaparan diatas, teknologi yang dinilai tepat untuk pembangkitan listrik di desa terpencil dan kepulauan adalah pembangkit listrik tenaga biomassa (PLTB).Pembangkit listrik ini sangat prospektif dibangun dan dikembangkan untuk memenuhi kebutuhan listrik. Terlebih lagi dari segi ekonomis pengadaan PLTB lebih terjangkau dibanding PLTS, terlebih lagi daya yang dibangkitkan sanggup diatas 100 kW. Pembangkit listrik biomassa sangat populer di negara agrikultur seperti di Thailand dengan kapasitas pembangkitan 80kW, lalu di India yang mempunyai pembangkit berkapasitas 800kW, hingga di benua eropa seperti di Austria, Denmark, Finlandia [7,8,9,10].

Konsepnya,pembangkitan energi memanfaatkan limbah biomassa yang ada disekitar desa, limbah tersebut akan dikonversikan bahan bakar bernilai kalor tinggidengan teknologi gasifikasi. Proses gasifikasi mempunyai 2 *stage* reaksi yaitu proses oksidasi dan reduksi. Sub-stoikiometerik **oksidasi** yang bersifat **eksotermis** (melepaskan energi), proses ini berlangsung pada temperatur 1100–1200°C dimanaterjadi pembangkitan produk gas seperti karbon monoksida, hidrogen dan karbon dioksida (CO₂) serta uap air yang mana pada gilirannya direduksi ke karbon monoksida, metan dan hidrogen dengan **bed charcoal** panas yang dibangkitkan selama proses gasifikasi [11].Produk gas mampu bakar berupa CO, H₂, CH₄ akan digunakan sebagai bahan bakar motor penggerak *generator* untuk membangkitkan energi listrik [3,13,14].

Berkualitas atau tidaknya *producer gas* dipengaruhi dari beberapa faktor seperti jenis biomassa, *gasifying agent*, reaktor, dan AFR gasifikasi[11,12]. Hal yang perlu ditekankan bahwa, AFR memegang peranan penting dalam proses gasifikasi ini. Sedikit keluar dari standar yang ditetapkan yaitu 1,5, proses akan

mengarah ke pembakaran sempurna dimana CO₂ akan semakin mendominasi kandungan *producer gas*.

Akan tetapi, Perlu digaris-bawahi bahwa nilai tersebut bukanlah batas mutlak untuk melang-sungkan proses gasifikasi secara maksimum. Sebab disamping AFR, terdapat faktor lain yaitu jenis biomassa. Berdasarkan riset terdahulu, gasifikasi dengan bahan serpihan kayu memiliki AFR terbaik berada di titik **0,96**, dimana komposisi gas mampu bakar relatif lebih besar hingga kualitas penyalaan api *producer gas* berwarna biru dengan LHV sekitar 4800 kJ/m³[15]. AFR tersebut berbeda dengan AFR gasifikasi sekam padi yang memiliki titik terbaik berada pada **1,25**, yang menghasilkan komposisi CH₄, H₂, CO, dan LHV yang terbesar senilai 3289,38 kJ/kg [16]. Disamping itu walau berasal dari bahan dasar yang sama, briket sekam padi ternyata juga memiliki AFR gasifikasi maksimum tersendiri yaitu **0,8**, dengan LHV *producer gas* sebesar 9159 kJ/Nm³[17].

Potensi yang disimpan PLTB memang sangat menjanjikan bila terealisasi, karena akan sangat menolong masyarakat di daerah terpencil tanpa terhalang potensi yang dimiliki daerah. Untuk itu, pada *paper* ini akan dipaparkan secara detail bagaimana merancang setiap perangkat PLTB, baik reaktor dan *gas cleaner*, termasuk *gas cleaner* yang baru berikut juga kajian hasil pengujian dari sistem yang dibuat. Mengingat, belum ada jurnal interna-sional dan nasional yang membahas mendetail seperti ini.

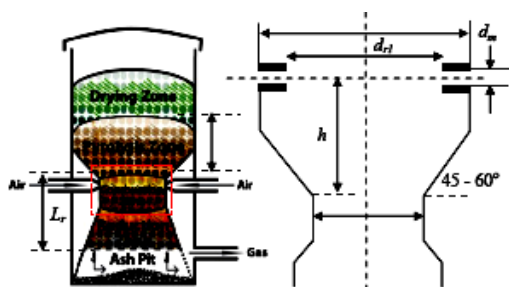
METODE PENELITIAN

Unit pembangkit listrik yang dibangun terdiri atas reaktor gasifikasi, perangkat *gas cleaner* terintegrasi (IGCS) yang meliputi siklon, *venturi scrubber*, dan perangkat baru yang dinamakan *rotary separator*. Unit pembangkit yang dijelaskan diatas dibangun untuk menghasilkan *producer gas* yang memenuhi kriteria dibawah ini :

Tabel 1. Parameter *producer gas* untuk pembangkitan daya [18,19]

Komponen	Satuan	IC engine	Gas turbine	Methanol synthesis
Partikel	mg/Nm ³	< 50	< 30	<0,02
Ukuran partikel	µm	< 10	< 5	
Tar	mg/Nm ³	< 100		< 0,1
Alkali	mg/Nm ³		0,24	
NH ₃	mg/Nm ³			< 0,1
H ₂ S dan CO	mg/Nm ³			< 1
Cl	mg/Nm ³			< 0,1
CO ₂	Vol. %	Tidak ada batas	Tidak ada batas	< 12
LHV gas	kJ/Nm ³	>2.500		

Perancangan reaktor gasifikasi



Gambar 1. Parameter desain *gasifier* [23]

Dari beberapa tipe yang tersedia, dipilih tipe *downdraft* yang paling sesuai karena kandungan tar yang dihasilkan paling minim senilai 0,04g/Nm³. Sebab *producer gas* yang mengandung tar relatif tinggi jika diumpankan ke mesin, dapat menimbulkan deposit pada karburator dan *intake valve*, sehingga menurunkan *lifetime* mesin [20,21].

Perancangan *gasifier* tipe *downdraft* didekati dengan metode untuk mengkonstruksi *gasifier downdraft imbert* yang dirancang berdasarkan atas laju gasifikasi spesifik yang dinamakan juga dengan *hearth load* (B_h). *Hearth load* berarti jumlah *producer gas* yang diproduksi per satuan luas *throat*, yang mana adalah area paling kecil dalam penampang melintang reaktor. *Hearth load* diekspresikan dalam satuan Nm³/ cm² jam, dimana N mengindikasikan volume gas dihitung pada kondisi temperatur dan tekanan

normal. Relasi yang diperoleh dari definisi *hearth load* yaitu [22]:

$$B_h = \frac{V_g}{A_t} \dots\dots\dots(1)$$

Dalam *gasifier downdraft imbert*, nilai $B_{h \text{ max}}$ mencapai nilai 0,9 untuk kondisi operasi kontinyu dan $B_{h \text{ min}}$ berada pada *range* 0,3 sampai 0,35[22,23].

Diasumsikan kapasitas mesin sebesar 2000 cc dan 2000 rpm agar pembangkitan daya mencapai 100kW. Selain itu juga untuk mengusahakan *producer gas* terbentuk dalam jumlah besar yang sebagian nya bisa dimanfaatkan untuk aplikasi termal. Langkah pertama dalam mendesain, yaitu mencari tahu laju produksi gas yang diperlukan sekali untuk sekali hisap mesin.

$$V_s = \frac{1}{2} \cdot rpm \cdot N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot S \dots\dots\dots(2)$$

$$V_s = 120 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

Sesuai rujukan literatur kondisi stoikiometri pada rasio udara – *producer gas* adalah 1,1 : 1 [22,23]. Dengan kata lain kebutuhan udara untuk 1m³*producer gas* mencapai 1,1. Sehingga jika V_g adalah laju pemasukan bahan bakar, nilai pemasukan akan 2,1 V_g dengan besarnya V_g dihitung dari Persamaan 3 yaitu :

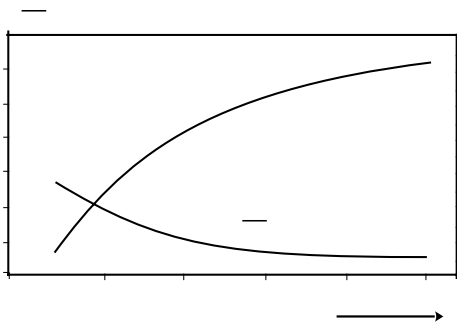
$$V_g = f \cdot \frac{V_s}{2,1} ; \text{ Dengan } f = 80\% , \text{ maka } \dots\dots\dots(3)$$

$$V_g = 45,714 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

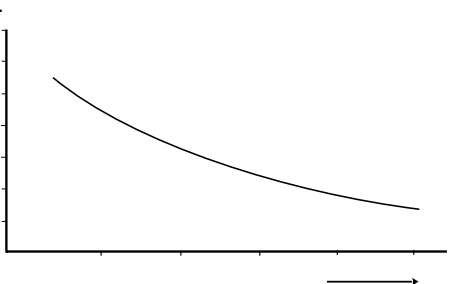
Untuk beban perapian maksimum yaitu (B_h) 0,9 Nm³/hr cm², diperoleh luasan *throat* $A_t = 50,79 \text{ cm}^2$ dengan dihitung menggunakan Persamaan 1. Apabila luasan *throat* dikonversikan kedalam bentuk lingkaran, diameter *throat* (d_t) menjadi 8,04 cm. Mengacu ukuran d_t , dimensi ketinggian penempatan nosel (h), diameter *firebox* (d_f) dan ring nosel (d_{r1}), dapat diketahui dengan bantuan grafik pada gambar 2 s.d. 4. Nilai h , d_f , d_{r1} didapatkan berturut-turut 94,872 mm; 249,29 mm; 184,92 mm. Direncanakan *gasifier* memiliki lima nosel yang di-*install* untuk menyuplai sejumlah udara yang diperlukan untuk gasifikasi. Berdasarkan grafik pada gambar 2 dengan

acuan d_t rasio 100 (A_m/A_t) adalah 6,2 maka luasan total nosel sama dengan 3,148 cm², karena ada lima maka diameter satu nosel adalah 6,3 mm.

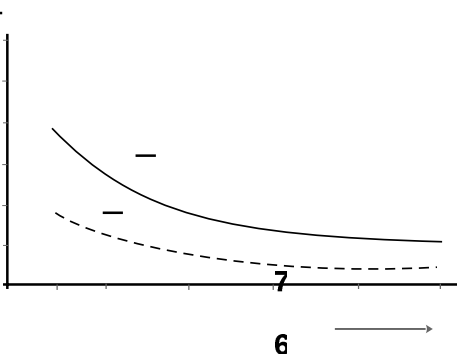
Berdasarkan kajian eksperimen, **tinggi zona pirolisis (L_p) disarankan berkisar 45-55 cm** terhitung dari permukaan atas *throat*, atau 10-15 cm dari dari bidang penempatan saluran udara. Hal ini untuk mengupayakan pembakaran tar lebih maksimal sehingga kualitas *producer gas* menjadi naik [24].



Gambar 2. Grafik luasan nosel sebagai fungsi variasi ukuran diameter gasifier throat[23]



Gambar 3. Grafik ketinggian penempatan nosel diatas throat terhadap variasi ukuran diameter throat gasifier[23]



Gambar 4. Grafik ukuran diameter ring nosel sebagai fungsi ukuran diameter throat gasifier[23]

Ukuran zona reduksi (L_r) tidak boleh terlalu tinggi, sebab jika terlalu tinggi *heat loss* akan semakin besar yang mana akan menurunkan temperatur arang dan membuat sebagian arang menjadi abu. Akibatnya, reaksi pembentukan gas mampu bakar seperti di zona ini tidak akan berjalan. Maka dari itu tinggi zona reduksi yang terhitung dari permukaan atas *throat*, ditentukan menggunakan rasio tinggi zona reduksi terhadap diameter *throat* sebesar 2,5/1,25 untuk *gasifier downdraft imbert*[24]. Sehingga didapatkan **tinggi zona reduksi berkisar 16 cm**.

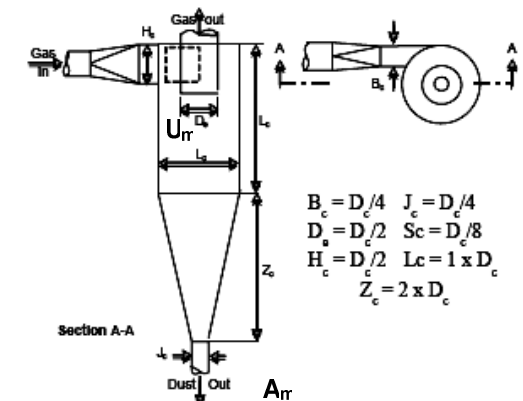
Perancangan siklon separator

Data awal yang diperlukan untuk merancang siklon terangkum dalam tabel dibawah ini

Tabel 2. Data awal perancangan siklon[25]

No	Data yang ditentukan	Nilai
1	Densitas padatan (ρ_p)	389 kg/m ³
2	Densitas <i>producer gas</i> (ρ_g) pada suhu 300°C	0,6179 kg/m ³
3	Viskositas <i>producer gas</i> (μ) pada suhu 300°C	296,404 x 10 ⁻⁷ kg/ms
4	Diameter partikel abu sekam padi (D_{pi})	856 μ m
4	Ukuran <i>inlet</i> siklon (H_c)	75 mm
5	Effisiensi yang direncanakan	98 %

Mengacu nilai diameter *outlet* gasifier (H_c), seluruh dimensi dari siklon dapat dirancang menggunakan gambar 5 yaitu :



Gambar 5. Ukuran proporsional siklon efisiensi tinggi [25]

U_{rr}
m/s
35

30

25

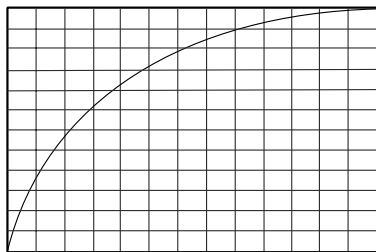
21

300 mm
 d_t

Dengan bantuan gambar didapatkan $D_c = 150$ mm, $B_c = 37,5$ mm, $D_e = 75$ mm, $L_c = 300$ mm, $S_c = 18,75$ mm, $Z_c = 300$ mm dan $J_c = 37,5$ mm. Perhitungan diameter partikel abu sekam padi yang terendapkan oleh siklon ($D_{p,th}$) dan efisiensi teoritis untuk $V_{in} = 10$ m/s, ditentukan dengan persamaan 4.

$$D_{p,th} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{in} \cdot (\rho_p - \rho_f)}} \quad \dots(4)$$

Jumlah putaran gas di dalam siklon (N_s) diprediksi dengan bantuan grafik pada gambar 6, dengan $V_{in} = 10$ m/s diperoleh $N_s = 2,5$ kali. Selanjutnya seluruh nilai dan data yang terdapat di Tabel 2 diatas dimasukkan ke persamaan 4, dan diperoleh nilai $D_{p,th}$ yaitu 18,11 μ m.



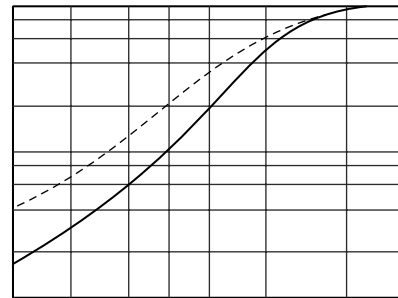
Gambar 6. Grafik hubungan N_s dengan kecepatan masuk [26]

Selanjutnya nilai efisiensi teoritis dihitung menggunakan persamaan 5 :

$$\eta_{th} = \frac{D_{pi}}{D_{p,th}} \quad \dots(5)$$

$$\eta_{th} = 47,26\%$$

Apabila hasil perhitungan diatas dicocokkan dengan gambar 7, nilai tersebut jauh diatas nilai $D_{p,i}/D_{p,th}$ pada sumbu y grafik. Maka dari itu diambil nilai *singleparticle correction efficiency* sebesar 99,9 % untuk $D_{p,i}/D_{p,th} = 47,26$. Nilai efisiensi ini masih diatas nilai efisiensi yang direncanakan, yang berarti desain dapat diterima.



Gambar 7. Grafik *single particle collection efficiency curve* [26]

Perancangan venturi scrubber

Venturi yang dirancang berjenis *rectangularthroat* atau *venturi* persegi, karena tipe tersebut mampu mengatasi laju aliran gas yang relatif lebih tinggi dibandingkan *venturi round throat* atau *venturi* lingkaran. Data awal yang harus diketahui dalam merancang *venturi scrubber* adalah mengetahui karakteristik *producer gas* yang akan dibersihkan. Selain itu data yang harus ditentukan untuk perancangan yaitu [27]:

$$Q = V \cdot A \quad \dots(6)$$

Flowrate dihitung dengan persamaan 6 dengan menentukan kecepatan *producer gas* masuk ke dalam *venturi* dimana diasumsikan $V = 10$ m/s = 32,8 ft/s, sehingga didapatkan $Q = 61,8$ ft³/min. Disamping itu, pada bagian *inlet venturi properties producer gas* antara lain :

Volume flowrate (Q) : *Flowrate* pada temperatur standar dihitung dengan menggunakan hukum gas ideal seperti yang ditunjukkan dalam persamaan yaitu :

$$V_2 = V_1 \frac{T_2}{T_1} \text{ atau } Q_2 = Q_1 \frac{T_2}{T_1} \quad \dots(7)$$

Dari persamaan 7 didapatkan $Q_2 = Q_{m(in)}$ sebesar 46,15 ft³/min.

Mass flow udara kering dan uap air dihitung dengan menggunakan persamaan 8 dan 9, besarnya adalah :

N_s
6

5

4

3

2

$$\dot{m}_{wv(in)} = \left[Q_{m(in)} \cdot \theta_{H_2O(in)} \right] \frac{MW_{wv}}{V_{mole}} \quad \dots\dots(8)$$

$$\dot{m}_{wv(in)} = \left[46,15 \text{ ft}^3/\text{min} \cdot 25\% \right] \frac{18}{385}$$

$$\dot{m}_{wv(in)} = 0,54 \text{ lb/min of water vapour}$$

$$\dot{m}_{a(in)} = \left[Q_{m(in)} \cdot (1 - \theta_{H_2O(in)}) \right] \frac{MW_a}{V_{mole}} \quad \dots\dots(9)$$

$$\dot{m}_{a(in)} = \left[46,15 \text{ ft}^3/\text{min} \cdot (1 - 25\%) \right] \frac{29}{385}$$

$$\dot{m}_{a(in)} = 2,60 \text{ lb/min of dry air}$$

Humidity ratio pada temperatur standar dihitung dengan persamaan 10, sehingga didapatkan nilai 0,2068.

$$\omega = \frac{m_{wv}}{m_a} \quad \dots\dots(10)$$

Pada bagian *outletventuri* gas sudah berada dalam keadaan jenuh (RH 100%), dengan bantuan *psychometric chart* dapat ditentukan nilai *humidity ratio* untuk mengetahui besarnya air yang menguap saat berkontak dengan gas panas. Dengan mengetahui banyaknya air yang menguap, kebutuhan *makeup water* dapat disediakan guna menutupi kekurangan air (*scrubbing liquid*) pada *venturi*[26].

Mass flow uap air sisi luaran

$$\dot{m}_{wv(out)} = w_{(out)} \cdot \dot{m}_a \quad \dots\dots\dots(11)$$

$$\dot{m}_{wv(out)} = 0,26 \text{ lb wv} / \text{lb air} \cdot 2,607 \text{ lb/min}.$$

$$\dot{m}_{wv(out)} = 0,678 \text{ lb/min}$$

Mass flow uap air yang terevaporasi

$$\dot{m}_{wv(evap)} = \dot{m}_{wv(out)} - \dot{m}_{wv(in)}$$

$$\dot{m}_{wv(evap)} = (0,678 - 0,539) \text{ lb/min} \quad \dots\dots\dots(12)$$

$$\dot{m}_{wv(evap)} = 0,1385 \text{ lb/min}$$

Banyaknya *makeup water*

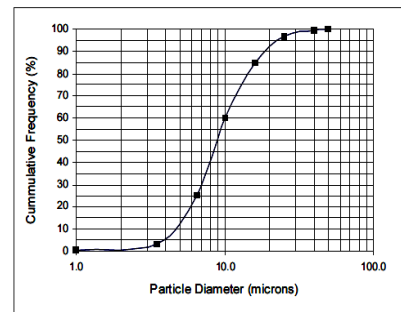
$$Q_{wv(evap)} = \frac{\dot{m}_{wv(evap)}}{\rho_{H_2O}}$$

$$Q_{wv(evap)} = \frac{0,1385}{62,4} \quad \dots\dots(13)$$

$$Q_{wv(evap)} = 0,00221 \text{ cfm} = 0,0176 \text{ gpm}$$

Langkah berikut adalah merancang ukuran *venturi*, dimana metode yang digunakan adalah *calvert cut diameter*. Dengan konstanta B=2,0 untuk *venturi*. Parameter awal yang mesti dicari yaitu ukuran partikel berikut standar deviasinya. Ukuran rata-rata partikel dapat dilihat dari persentil diameter aerodinamis partikel ke-50 (Disebut pula diameter partikel massa median). Standar deviasi dari distribusi tersebut adalah rasio kumulatif fraksi massa partikel ke-84 dan ke-50 yang dihitung menggunakan persamaan 14 dimana [27]:

$$\sigma = \frac{d_{84}}{d_{50}} \quad \dots\dots(14)$$



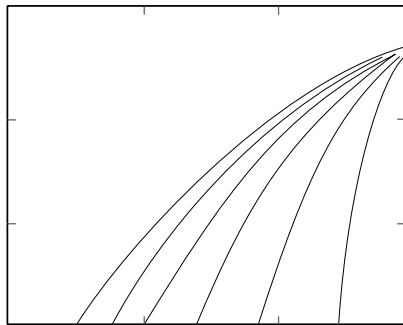
Gambar 8. Grafik distribusi ukuran partikel untuk gas hasil reaksi kimia [27]

Nilai d_{50} dan d_{84} diketahui dengan bantuan grafik pada Gambar 8 sehingga $\sigma = 1,7$. Langkah selanjutnya menentukan d_{cut} melalui panduan Gambar 9, dan efisiensi koleksi η_a untuk ukuran partikel 5 μm seperti tercantum pada Tabel 3.

$$\sigma = 1,7 \quad \dots\dots(15)$$

$$Pt = 1 - \eta_a$$

$$Pt = 1 - 0,99 = 0,01$$

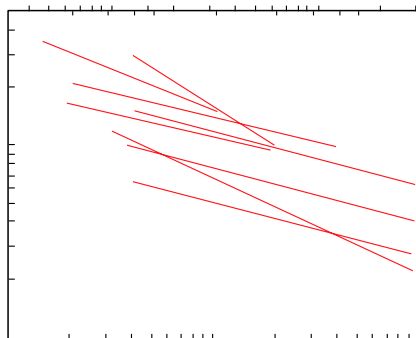


Gambar 9. Grafik diameter cut terhadap standar Deviasi[27]

Tabel 3. Kebutuhan koleksi efisiensi [27]

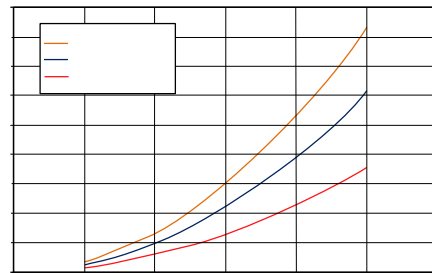
Range (μm)	Fraksi Massa	Koleksi eff. Dilihatkan	Koleksi eff. fraksional
0-1	0,005	0,000	0,0045
1-2,5	0,195	0,000	0,185
2,5-4,5	0,400	0,000	0,392
4,5-7	0,300	0,000	0,297
7-12	0,080	1,000	0,080
>12	0,020	1,000	0,020
Koleksi efisiensi keseluruhan			0,979

Berdasarkan grafik pada Gambar 9 diperoleh nilai $d_{cut}/d_{50} = 0,25$ dan $d_{50} = 3$ maka d_{cut} adalah 0,75. Nilai d_{cut} kemudian dicocokkan terhadap garis gas atomized spray pada grafik di Gambar 10, guna mengetahui scrubber power dan pressure drop. Berdasarkan grafik didapatkan nilai power = 3 hp per 1000 ft³/min dan pressure drop = 9 in.H₂O.



1. Sieve plate column with foam density of 0,4g/cm³ and 0,2 in hole dia
- 1b. Same as 1.a except 0,125 in hole dia.
2. Packed column with 1in ring or saddle
- 3a. Fibrous packed bed with 0,012 in dia. fiber
- 3b. Same as 3.a except 0,0004 in dia. fiber
- 3c. Same as 3.a except 0,0002 in dia. fiber
4. Gas atomized spray
5. Mobile bed 1-3 stages of fluidised hollow plastic

Gambar 10. Grafik scrubber power dan pressure drop sebagai fungsi dia.cut[27]



Gambar 11. Hubungan pressure drop, kecepatan troath, dan L/G[2]

Nilai d_{cut} kemudian dicocokkan terhadap garis gas atomized spray pada grafik di Gambar 10 dan 11, guna mengetahui scrubber power, pressure drop, dan asumsi penggunaan air atau L/G ratio. Selanjutnya menentukan luas permukaan throat melalui persamaan dibawah [27]:

$$A = \left[\frac{0,01}{1270 \cdot \Delta P} \cdot \frac{d_{cut}^2}{v^2 \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{L}{G} \right)} \right]^{1/0,133} \quad 0,1 \quad 1,0$$

Dimana

$$\rho_g = \frac{1}{w} = \frac{1}{22} \text{ lb / ft}^3 \quad (16)$$

v ditentukan dari grafik pada gambar 2.10.d

$$\text{dimana } \frac{L}{G} = 10 \text{ gal / 1000acf}$$

$$v = 270 \text{ ft / sec}$$

$$v^2 = 72900 \text{ ft}^2 / \text{sec}^2$$

Dari persamaan 16 diperoleh $A = 0,015 \text{ ft}^2 = 0,001369 \text{ m}^2$. Untuk mengoptimalkan pressure recovery, panjang throat dibuat 3 kali lebar throat dan tinggi diverging section 4 kali lebar throat. Karena bentuknya rectangular apabila

diambil ukuran lebar = 37 mm, maka panjang *throat* = 3 x 37 mm = 111 mm, dan tinggi *diverging section* = 4 x 37 mm = 148 mm.

Perancangan Rotary Separator

Tabel 4. Data parameter awal *rotary separator* [25]

No	Data yang ditentukan	Nilai
1	Densitas padatan (ρ_p)	389 kg/m ³
2	Densitas <i>producer gas</i> pada suhu 40°C (ρ_f)	1,118 kg/m ³ ,
3	Viskositas <i>producer gas</i> pada suhu 40°C (μ)	190,736 x 10 ⁻⁷ N/sm ²
4	Diameter partikel abu sekam padi (D_{pi})	856 μ m
5	Ukuran <i>inlet separator</i> (H_c)	120 mm

Rotary separator dirancang berdasarkan prinsip pemisahan partikel menggunakan gaya sentrifugal. Perangkat baru ini dibangun atas *vessel* yang didesain berbentuk tabung dengan saluran masuk dilengkapi *exhaust fan*. *Exhaust fan* dipakai untuk menghisap *producer gas* dengan aliran paksa sampai pada kecepatan tangensial yang cukup untuk memisahkannya dari pengotor. Selain sebagai *separator*, *vessel* difungsikan juga untuk media deposit *producer gas* bersih yang siap dimanfaatkan langsung untuk pembangkitan daya. Dengan memakai panduan ukuran proporsional siklon, diperoleh dimensi *separator* seperti dibawah ini :

$$\begin{aligned} D_c &= 2.H_c & L_c &= 2.D_c \\ D_c &= 2 \cdot 120\text{mm} & L_c &= 2 \cdot 240\text{mm} \quad \dots(17) \\ D_c &= 240 \text{ mm} & L_c &= 480 \text{ mm} \end{aligned}$$

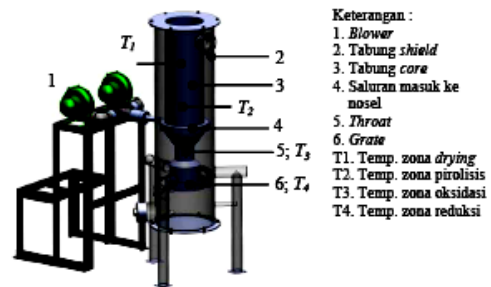
Karena fungsinya ganda, tinggi *separator* (L_c) ditambahkan menjadi 600 mm untuk menampung *producer gas* dalam jumlah yang lebih banyak. Setelah didapatkan dimensi diameter dan tinggi *separator*, dilanjutkan menghitung kecepatan settling sentrifugal yang diperlukan untuk menangkap partikel pada abu sekam padi yang berdiameter 856 μ m memakai persamaan stokes dibawah ini [26].

$$d_p = \left[\frac{18.V_t \cdot \mu}{g (\rho_f - \rho_p)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \dots(18)$$

Dengan *input* data sesuai pada tabel 4,

didapatkan V_t sebesar 8,09 m/s. Nilai tersebut dipakai sebagai acuan pemilihan *exhaust fan* untuk membentuk aliran paksa pada sistem *rotary separator* ini.

Prosedur Pengujian profil temperatur *gasifier* dan kualitas *producer gas pre-treatment*.

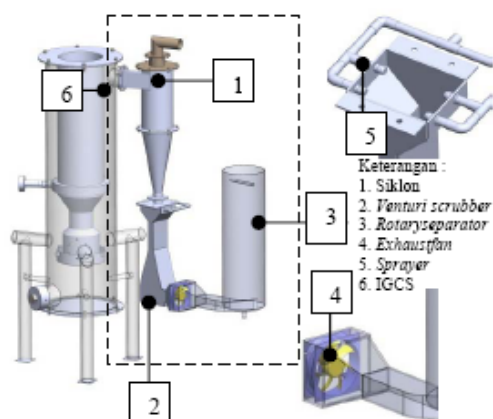


Gambar 12. Instalasi pengujian dan titik pengambilan data

Objekif pada eksperimen ini adalah untuk menilai performa dari reaktor yang dirancang dalam hal ketercapaian AFR, profil temperatur *gasifier*, kualitas *producer gas* dibawah variasi AFR (kandungan gas mampu bakar dan tar). Eksperimen dilakukan dengan memvariasikan debit *blower* yang diatur regulator pada 100, 175, dan 250 V. Dimana massa bahan bakar berjumlah tetap, dengan massa pembentuk bara sejumlah 1 kg, dan massa bahan baku *gasifikasi* yaitu *sekam padi* 1,5 kg.

Prosedur Pengujian kualitas *producer gas after treatment* dan hasil pembangkitan daya.

Objektif pada tahap ini yaitu mengukur kandungan gas setelah di-*treatment* guna menilai apakah *producer gas* sudah masuk kualitas untuk pembangkit daya, serta mengukur kapasitas daya yang mampu dibangkitkan dari instalasi yang dibangun saat ini. Eksperimen pada tahap ini dilakukan dengan men-setting IGCS pada debit air *scrubbing* sebesar 1,26; 2,62; 3,33 l/min, dan kecepatan hisap *exhaust fan rotary separator* 0,9; 3,4; 4,4 m/s menggunakan *regulator* tegangan.



Gambar 13. Instalasi pengujian

HASIL DAN PEMBAHASAN

Besarnya nilai AFR dihitung dengan persamaan 19, dimana data hasilnya ditabulasikan ke Tabel 5.

$$AFR = \left[\frac{\dot{m}_{udara}}{\dot{m}_{bahan\ bakar}} \right] \quad \dots(18)$$

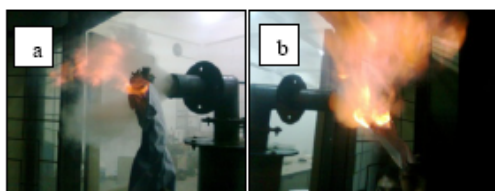
$$\text{Dimana } \dot{m}_{bahan\ bakar} = \left[\frac{\text{massa bahan bakar}}{\text{Durasi gasifikasi}} \right]$$

Tabel 5. AFR gasifikasi sistem

Massa (kg)	Tegangan blower (V)	Lajualiran massa udara (kg/s)	Durasi gasifikasi (menit)	AFR
1,5	100	0,000701552	17,3	0,48
1,5	175	0,000849248	15,2	0,5
1,5	250	0,000923095	14,5	0,54

AFR sistem

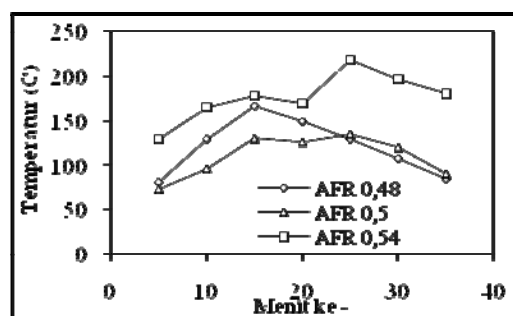
Berdasarkan nilai AFR yang tertera ditabel, terlihat jelas bahwa AFR sistem saat ini nilainya masih dibawah dari AFR terbaik untuk gasifikasi sekam padi yaitu 1,25 [16].



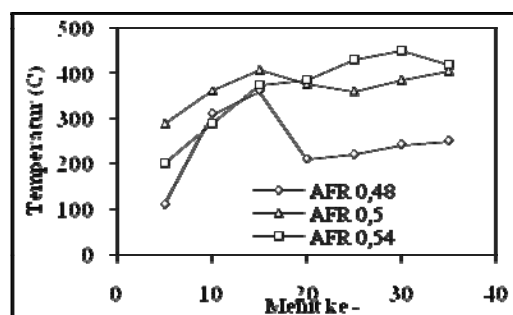
a. AFR 0,48 ; b. AFR 0,54
Gambar 14. Visualisasi flame

Konsekuensinya, karakteristik penyalan *producer gas* yang menjadidiskontinyu dengan warnayang kemerahan, pertanda nilai LHV *producer gas* masih rendah. Dikarenakan LHV adalah fungsi dari komposisi gas mampu bakar, dapat diartikan bahwa produksi CO, CH₄, H₂ pada AFR 0,54 belum mencapai titik maksimumnya yaitu di AFR 1,25 untuk gasifikasi sekam padi. Ketidakmampuan mencapai AFR 1,25 disebabkan pasokan udara kedalam reaktoryang sedikit akibat rugigesekan dan tekanan yang besar pada sistem pemasokan udara, dan keadaan tersebut tidak diimbangi dengan pemakaian *blower* yang sesuai.

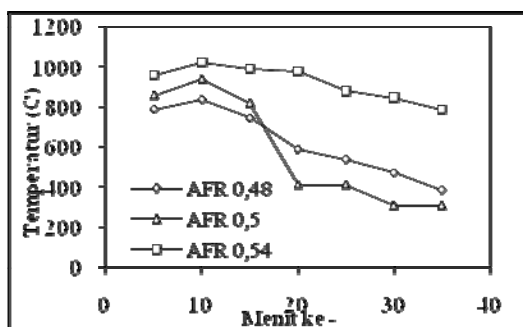
Efek AFR terhadap profil temperatur



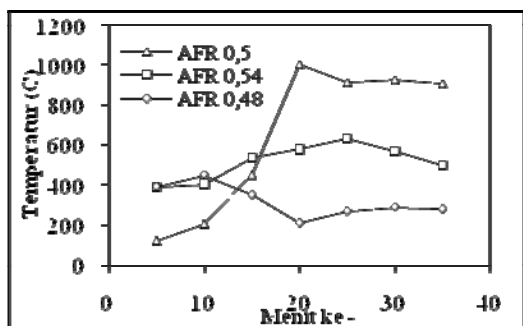
Gambar 15. Profil temperatur zona drying



Gambar 16. Profil temperatur zona pirolisis



Gambar 17. Profil temperatur zona oksidasi



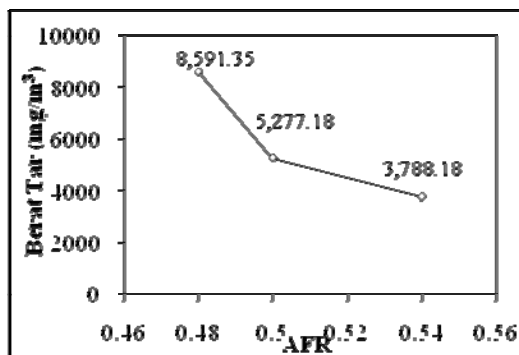
Gambar 18. Profil temperatur zona reduksi

Dari keseluruhan gambar 15-18, terlihat bahwa peningkatan AFR berbanding lurus terhadap peningkatan temperatur diseluruh zona gasifikasi. Hal ini akibat dari pencampuran udara dan bahan bakar yang lebih sempurna pada laju aliran udara yang besar, sehingga menjadikan bahan bakar cepat menjadi bara.

Temperatur zona oksidasi untuk *gasifier downdraft* seharusnya berkisar 1000-1400°C [11]. Pada sistem ini kondisi tersebut tidak tercapai, karena jumlah udara yang disuplai untuk melangsungkan proses oksidasi masih sedikit. Tentunya hal ini akan mempengaruhi kualitas *producer gas* terutama dalam kandungan tar yang akan dijelaskan disubbab berikut. Disamping itu jika diperhatikan dari keseluruhan gambar, terlihat bahwa temperatur di dalam reaktor berfluktuatif sebagai akibat dinamika temperatur di zona oksidasi, sebab di zonatersebut terjadi pelepasan kalor (eksotermis) yang kemudian diterima oleh zona lainnya.

Terdapat tren yang melenceng seperti yang terlihat jelas pada kondisi AFR 0,5 di gambar 17 dan 18. Kondisi pencampuran bahan bakar yang tidak merata di zona oksidasi membentuk *void*, yang membuat sebagian bara jatuh ke zona reduksi dan sekam diatasnya jatuh masuk ke zona oksidasi. Hal ini akan membuat temperatur di zona oksidasi menurun dan akhirnya mengacaukan profil di semua zona.

Efek AFR terhadap kandungan tar

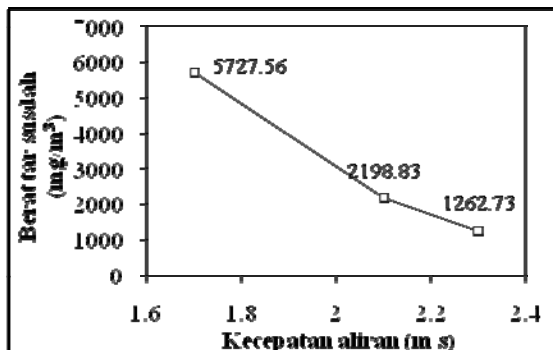


Gambar 19. Grafik pengaruh AFR terhadap pembentukan tar.

Dari hasil pengujian, terbukti bahwa peningkatan AFR berpengaruh dalam penurunan berat tar. Menurunnya berat tar, Disebabkan karena peningkatan temperatur di dalam reaktor yang berpusat di zona oksidasi. Sebab, semakin panas reaktor membuat tar yang terbentuk dari zona pirolisis akan semakin banyak terdegradasi secara termal saat gas yang membawa tar melintas ke zona oksidasi.

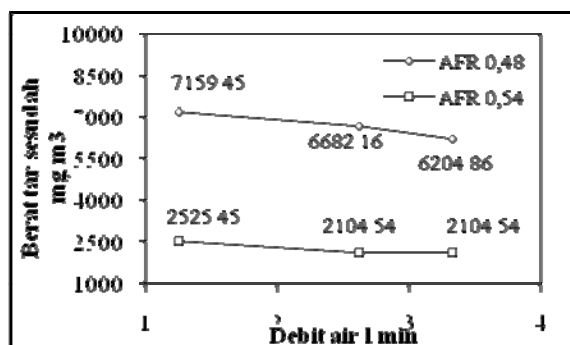
Kandungan tar minimum didalam *producer gas* adalah 3788,19 mg/m³ pada AFR 0,54. Akan tetapi, nilai ini masih diatas standar muatan tar dari *gasifier downdraft*. Sedikitnya pasokan udara yang disuplai kedalam reaktor membuat panas dalam reaktor kurang tinggi untuk membakar tar lebih banyak.

Kandungan tar setelah di-treatment



Gambar 20. Grafik hasil pengujian siklon[28]

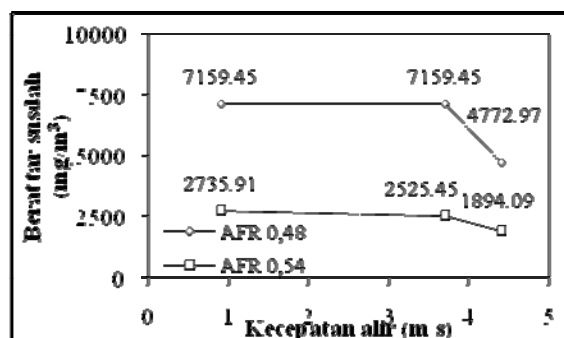
Gambar 20-22 adalah pengujian terpisah perangkat IGCS, yang hasilnya berat tar bisa direduksi paling banyak hingga 1262,73 mg/m^3 . Terlihat siklon mengalahkan *venturi scrubber* yang hanya menyisakan 2104,54 mg/m^3 tar pada AFR.



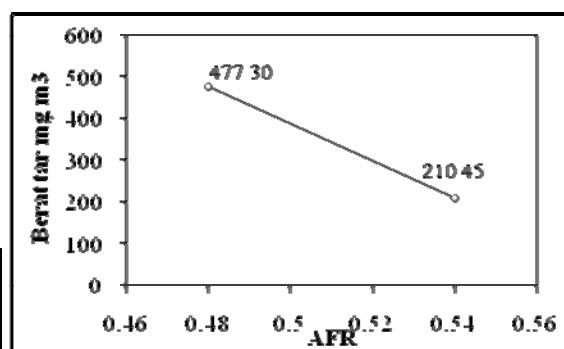
Gambar 21. Grafik hasil pengujian venture scrubber[28]

0,54 dengan efisiensi mencapai 44,44 %. Effisiensi nya sedikit berbeda dari efisiensi dari literatur yang menyebutkan efisiensi alat ini 50-90% [29]. Kondisi tersebut dapat diupayakan lebih lanjut, dengan cara *setting* diameter lubang *sprayer* agar debit air *scrubbing* lebih besar.

Seperti yang terlihat pada gambar 22, unjuk kerja teknologi baru yaitu *rotary separator* cukup memuaskan, dengan memanfaatkan aliran sentri-fugal paksa tar dapat direduksi lebih dari 50% pada *Vexhaust fan* 4,4 m/s.



Gambar 22. Grafik hasil pengujian rotary separator[28]



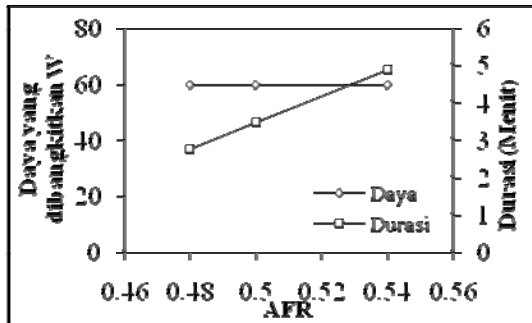
Gambar 23. Hasil pengujian IGCS[28]

Gambar 23 merupakan hasil eksperimen melalui penggabungan seluruh perangkat, dan dijalankan pada parameter operasi terbaik masing-masing perangkat itu. Berat tar awal yang didapat dari AFR 0,54 sebesar **3788,18 mg/m^3** , sanggup direduksi secara signifikan hingga **210,45 mg/m^3** . Hasil yang didapat sangat jauh berbeda dari pengujian dengan cara terpisah. Ini menunjukkan alat mampu bekerja sangat efektif dimana efisiensi koleksi tar hingga **94.94 %**. Hanya saja, jumlah tar tersebut belum masuk standar untuk memenuhi kriteria pembakaran internal yaitu **100 mg/m^3** [18,19]. Diprediksi apabila AFR sistem ditingkatkan, sehingga kandungan tar awal lebih rendah, tentunya standar tersebut bukan hal sulit untuk dipenuhi dengan menggunakan IGCS.

Hasil pembangkitan energi listrik

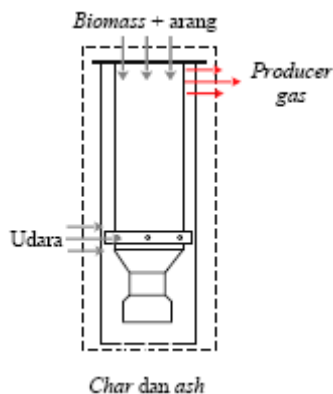
Seperti yang terlihat dari gambar 24, hasil pembangkitan daya dengan sistem saat ini,

masih dibawah 100W dan durasinya sangat singkat namun bertambah panjang seiring dinaikannya AFR. Masih minimnya kandungan gas mampu bakar akibat rendahnya suplai udara didalam komposisi AFR, dan kandungan tar didalam *producer gas* yang masih tinggi disinyalir menjadi faktor penyebab hal ini.



Gambar 24. Hasil pembangkitan listrik

Analisis Keseimbangan Energi dan Massa



Gambar 25. Control volume gasifier

Keseimbangan energi dan massa di dalam gasifier seperti diilustrasikan pada gambar 25, dapat dituliskan sebagai berikut.

$$\sum \text{mass input} = \sum \text{mass output} \quad \dots(20)$$

$$m \text{ biomassa} + m \text{ udara} + m \text{ arang} = m_{\text{producer gas}} + m_{\text{char}} + m \text{ ash}$$

$$\sum \text{energi input} = \sum \text{energi output} \quad \dots(21)$$

$$m \text{ bio. LHV} + m \text{ udara. } C_p.T + m \text{ arang} = m \text{ gas. LHV} + m \text{ char. LHV} + m \text{ ash. LHV} + \text{heat loss}$$

Heat loss yang terjadi adalah konveksi alamiah yang terjadi pada silinder vertikal yang besarnya dihitung dengan persamaan 22.

$$Q = h.A.(T_s - T_\infty) \quad \dots(22)$$

Pada kasus konveksi alamiah, untuk mencari besarnya nilai h dimulai dengan menghitung bilangan Grashof dibawah ini.

$$Gr_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu^2} \quad \dots(23)$$

Konveksi alamiah pada reaktor gasifikasi dihitung sebagai sistem silinder tegak. Namunjika tebal lapis batas lebih kecil dari diameter silinder atau memenuhi persamaan 24, sistem dapat didekati dengan konveksi alamiah pada pelat vertikal.

$$\frac{D}{L} \geq \frac{35}{Gr_L^{1/4}} \quad \dots(24)$$

Dengan demikian bilangan Nusselt untuk sistem aliran pelat vertikal pada seluruh *range* bilangan Rayleigh adalah :

$$Nu_L = \left\{ 0,825 + \frac{0,387Ra^{1/4}}{[1 + (0,492 / Pr)^{9/16}]^{4/9}} \right\}^2 \quad \dots(25)$$

$$\text{dengan, } Ra_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha}$$

Dengan demikian koefisien konveksi alamiah dihitung dengan persamaan 25, seperti berikut :

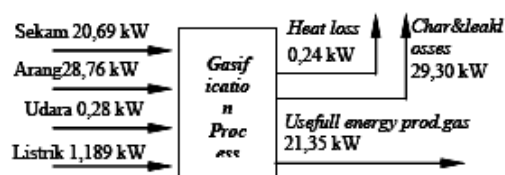
$$h = \frac{Nu_L k}{L} \quad \dots(26)$$

Tabel 6. Keseimbangan energi masuk

AFR	Keseimbangan energi masuk (kJ/s)				Total
	sekam	Arang	udara	listrik	
					input
0,48	17,341	24,085	0,211	0,835	42,472
0,5	19,737	27,412	0,256	1,082	48,487
0,54	20,690	28,736	0,278	1,189	50,892

AFR	Keseimbangan energi keluar (kJ/s)			
	<i>Producer</i>	<i>Heat loss</i>	Total keluar	Selisih energi
	<i>gas</i>			
0,48	16,501	0,139	16,640	25,832
0,5	19,940	0,187	20,127	28,359
0,54	21,354	0,237	21,591	29,301

Seperti yang terlihat dari tabel 4.3 dan 4.4, semakin besar input massa maupun energi kedalam sistem, hasilnya berbanding lurus dengan luaran energinya. Hal ini dikarenakan masukan energi yang lebih besar membuat proses gasifikasi menjadi semakin optimal sehingga kalor yang dilepas dan volume *producer gas* yang terbentuk menjadi lebih banyak. Akan tetapi untuk setiap energi yang masuk pada setiap AFR-nya, ternyata hanya sebagian yang terkonversi menjadi energi yang berguna. Terdapat selisih yang cukup besar yang didominasi banyaknya *char* yang tidak terkonversi menjadi abu karena komposisi AFR yang belum tepat, serta kebocoran yang tidak bisa dihindari pada *gasifier*.



Gambar 25. Diagram Sankey AFR 0,54

Keseimbangan massa dan energi pada *gasifier* dibawah kondisi AFR terbaik saat ini (0,54), dituangkan kedalam diagram sankey diatas. Terdapat sekitar 21,354 kW *producer gas* dapat dimanfaatkan langsung dari total 50,982 kW yang diberikan, walaupun LHV *producer gas* masih rendah. Disamping itu, *losses* terutama dari *char* dan kebocoran masih relatif besar hingga 29,301kW. Hal ini merupakan pertanda proses gasifikasi belum berjalan dengan sempurna. *Losses* ini bisa ditekan lebih lanjut dengan cara melakukan gasifikasi biomassa secara sempurna pada AFR yang terbaik untuk jenis biomassa sekam padi yaitu 1,25 [16].

KESIMPULAN

Dari hasil studi dan percobaan dapat diambil kesimpulan bahwa :

1. Hasil rancangan *gasifier downdraft* memiliki spesifikasi sebagai berikut: dia. *shield* : 337,8 mm; Dia. *throat* d_t = 80,4 mm; tinggi penempatan nosel terhadap permukaan *throat* = 95 mm; dia. *cored* d_c = 250 mm; dia. penyusunan melingkar nosel d_{r1} = 185 mm; dia. nosel d_m = 6 mm; jumlah nosel lima buah; tinggi zona pirolisis L_p = 450 mm; tinggi zona reduksi L_r = 160mm; tinggi zona *drying* L_d = 290 mm. Disamping itu, kapasitas bahan bakar biomassa adalah 1,5kg sedangkan kapasitas bahan bakar pembentuk bara sebanyak 1kg.
2. Siklon yang dirancang memiliki spesifikasi sebagai berikut: diameter *barrel* D_c = 150mm; lebar *inlet* B_c = 37,5 mm, tinggi *inlet* H_c = 75 mm, dia. saluran keluar D_e = 75 mm, tinggi *barrel* L_c = 300 mm, S_c = 18,75 mm, tinggi *cone* Z_c = 300 mm dan dia. bawah *cone* J_c = 37,5 mm
3. *Venturi scrubber* memiliki spesifikasi yaitu panjang x lebar *throat* 111 x 37 mm, tinggi *diverging section* = 148 mm, ukuran *inlet* dan *outlet* = 120 x 120 mm.
4. Spesifikasi *rotary separator* hasil rancangan sebagai berikut : tinggi *vessel* = 600 mm; diameter *vessel* = 200 mm; ukuran *inlet* = 120 x 120 mm; kecepatan hisap *exhaust fan* = 8 m/s.
5. Untuk sistem PLTB yang dibangun saat ini, *gasifier* yang dirancang belum bekerja dengan maksimal. Dikarenakan AFR gasifikasi yang maksimum saat ini 0,54, masih jauh dibawah AFR ideal untuk gasifikasi sekam padi yaitu 1,25.
6. Sebagai perangkat *gas cleaner*, unjuk kerja IGCS dinilai sangat baik. Untuk parameter operasi terbaik yaitu : debit air *scrubbing* 3,3 l/min dan *V exhaust fan* 4,4 m/s, kandungan tar didalam *producer gas* AFR 0,54 sanggup diturunkan lebih dari 90%.
7. Dengan mengoperasikan semua perangkat PLTB pada titik operasi terbaik, daya listrik yang dibangkitkan masih dibawah 100 W. Maka dari itu perlu dilakukan modifikasi kembali terutama di *gasifier* pada sektor suplai udaranya.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] BPS Provinsi Lampung, 2012, *Lampung Dalam Angka 2012*, Bandar Lampung.
- [2] Radar Lampung, 2012, *Infrastruktur masih jadi masalah*, Diakses melalui: <http://www.radarlampung.com>, Diakses pada : 20 Januari 2013.
- [3] Susanto, Herry., 2005, *Pengujian PLTD Gasifikasi Sekam 100kW di Haurgeulis Indramayu*, Program Studi Teknik Kimia, FTI-ITB
- [4] Affendi, M. Dkk, 2010, Uji Variasi Beban Listrik Dan Rasio Gas Hasil Gasifikasi Sekam Padi Pada Mesin Diesel *Dual Fuel*, seminar rekayasa kimia dan proses 2010 issn : 1411-4216.
- [5] Asy'ari, Muhammad., 2008, Perencanaan pembuatan PLTMh, Tugas Akhir Mahasiswa, USU, Sumatra Utara
- [6] Herlina, 2009, Biaya Pembangkitan Listrik Pembangkit Listrik Tenaga Hibrida di Pulau Sebesi Lampung Selatan, Tesis Magister Teknik Elektro, UI, Depok.
- [7] Nilsson, S., 2008, *Co-combustion of gasified biomass in coal fired power plants- an effective way to reduce CO2 emissions*, Master Thesis Report, Umeå University, Sweden.
- [8] Ghosh, S., Das, T. K., Jash, T., 2004, *Sustainability of decentralized woodfuel-based power plant: an experience in India*, Energy, 29 (2004), pp: 155-166.
- [9] Makkonen, P., 2009, *Finnish experience on biomass utilization for cogeneration with emphasis on gasification*, 1st European Conference on Polygeneration 16-17 October 2007, Tarragona (Spain).
- [10] Baratieri, M., P. Baggio, B. Bosio, M. Grigianti, dan G.A. Longo ,2009, *The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis*, Journal of Applied Thermal Engineering, 29, pp: 3309-3318.
- [11] Basu, Prabir., 2010, *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design*, Elsevier.Inc, USA.
- [12] Putri, Gita Astari, 2009, *Pengaruh Variasi Temperatur Gasifying Agent II Media Gasifikasi Terhadap Warna dan Temperatur Api Pada Gasifikasi Reaktor Downdraft Dengan Bahan Baku Tongkol Jagung*, Tugas Akhir Mahasiswa , ITS surabaya
- [13] Salam, Abdul.P., dkk, 2010, *Report OnThe Status of Biomass GasificationInThailand And Cambodia*, Prepared for: Energy Environment Partnership (EEP), Mekong Region, Asian Institute of Technology.
- [14] Tribunnews, 2010, *Hebat Inilah Sumber Alternatif Bahan Bakar*, Diakses melalui:<http://www.tribunnews.com/2010/11/13/hebat-inilah-sumber-alternatif-bahan-bakar>, Diakses pada : 15 Mei 2012.
- [15] Ardianto,Ferry., 2010, *Karakterisasi Gasi-fikasi Serpihan Kayu Pada Reaktor Down-draft Sistem Batch Dengan Variasi Air Fuel Ratio dan Ukuran Biomassa*, Tugas Akhir Mahasiswa, ITS, Surabaya.
- [16] Setiawan, Dimas., 2011, *Karakterisasi Proses Gasifikasi Downdraft Berbahan Baku Sekam Padi Dengan Desain Sistem Pemasukan Biomassa Secara Kontinyu Dengan Variasi Air Fuel Ratio*, Tugas Akhir Mahasiswa, ITS, Surabaya.
- [17] Hutomo, Ashari., 2012, *Pengaruh Variasi Rasio Udara-Bahan Bakar (Air Fuel Ratio) Terhadap Gasifikasi Biomassa Briket Sekam Padi Pada Reaktor Downdraft Sistem Batch*, Tugas Akhir Mahasiswa, ITS, Surabaya.
- [18] Hasler, P. and T. Nussbaumer, 1999, *Gas Cleaning for IC Engine Applications from Fixed Bed Biomass Gasification*. Biomass and Bioenergy, **16**: pp: 385-395.
- [19] Laurence, L.C., dkk. 2012, *Syngas Treatment Unit for Small Scale Gasification - Application to IC Engine Gas Quality Requirement*, Journal of Applied Fluid Mechanics, Vol. 5, No. 1, pp: 95-103.
- [20] Kaupp, A., 1982, *Myths and Facts About Gas Producer Engine Systems*, Paper presented at First International Producer Gas Coference 8 November 1982, Colombo, Srilangka.
- [21] Barker, N., 1998. *Gas turbines, Reciprocating Engines, and other Conversion Devices in Biomass to Electricity Systems*. Report Prepared for the IEA biomass Gasification Activity.

- AEAT-4288, AEA Technology, Oxon, UK. pp: 50+.
- [22] FAO,1986, *Wood Gas as Engine Fuel*, Publications Division, Food and Agriculture Organization of the United Nations, Rome, Italy.
- [23] Reed, T.B., and Das, A.,1994, *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Biomass Energy Foundation Press.
- [24] Venselaar, J., 1982, *Design rules for down-draught gasifiers, a short review*, Institut Teknologi Bandung, Bandung.
- [25] Natarajan, E., Nordin,A., dan Rao, A.N. 1998. *An overview of combustion and gasification of rice husk in fluidize bed reactor*, Journal of biomass and bioenergy. vol 14. pp : 533-546.
- [26] Cuolson, *Particle Technology and Separation Processes*. Vol. 2-5
- [27] Mussati, Daniel.,2002, *Section 6 : Particulate Matter Control*, U.S. Environmental Protection Agency.
- [28] Agustian, Candra.A., 2012, *Perancangan dan Pembuatan Integrated Gas Cleaning System Sebagian Perangkat Pemurnian Syngas Untuk Gs-Engine*, Tugas Akhir Mahasiswa, Unila, Bandar Lampung.
- [29] Jun, H., and K. Heejoon, 2008, *The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview*. Journal of Renewable and Sustainable Energy Reviews, 12 (2), pp: 397-416.