

**KAJIAN EKSPERIMENTAL GAS CLEANER YANG DIMODIFIKASI
UNTUK MENGEKSTRAK TAR DALAM PRODUCER GAS**

Candra Aditia Agustian¹⁾, 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

Abstract

Producer gas from biomass gasification consists of tar from pyrolysis process which is not degradation thermal well before out from the reactor. In fact tar is a serious problem that must be considered in the process of gasification, especially for an internal combustion engine application. Gas cleaning system is one the methods to reduce the tar produced in gasification process. The research purpose which is to design a purify device for the producer gas which is integrated and also to know the influence of gas speed and water debit towards tar getting as measurement research of IGCS. The research does by using reactor with diameter dimension 0,8 m and 1,5 m high. The result of this research getting the gas speed for the cyclone about 2,4 m/s and flow of water in venturi scrubber 3,3 l/min, collected tar is 12 gram with 66,67 % cyclone efficiency and 10 gram with 44,44 % venturi scrubber efficiency. Meanwhile, rotary separator gas speed about 2,6 m/s, it is able to reduce 10 gram tar with 55,56 % efficiency. The result from combine testing show that the tar left in producer gas is only 210 mg/m³ with 94,4 % efficiency.

Keywords : Gasifikasi Biomassa, Gascleaning, IGCS, Tar

PENDAHULUAN

Gasifikasi biomassa merupakan teknik memproduksi gas melalui pembakaran parsial bahan bakar biomassa padat, dimana prosesnya berlangsung pada temperatur berkisar 1000°C. Produk gas hasil gasifikasi merupakan gas mampu bakar seperti karbon monoksida (CO), Hidrogen (H₂), gas metan, pengotor inorganik seperti NH₃ dan HCN, kandungan H₂S, debu halus, dan pengotor organik seperti tar [1,2]. Gas ini memiliki banyak aplikasi seperti pembangkitan panas atau energi listrik, sintesis bahan bakar cair transportasi, produksi hidrogen, sintesis kimia dalam pembangkitan listrik pada *fuel cells* [3,4].

Producer gas dari proses gasifikasi biomassa terdapat didalamnya kandungan tar dari proses pirolisis yang tidak terdegradasi *thermal* dengan baik sebelum keluar dari reaktor [5]. Jika gas dibakar di *burner* untuk aplikasi termal, tar tidak menimbulkan banyak masalah. Namun, digunakan untuk mesin pembakaran dalam (*Engine IC*), gas perlu

dibersihkan dari tar [6]. *Producer gas* dengan kandungan tar yang tinggi, jika diumpamkan ke dalam mesin pembakaran dalam (*Engine IC*) sebagai penggerak generator listrik dapat menimbulkan banyak masalah. Masalah krusial yang terjadi yaitu deposit *tar* pada karburator dan *intake valve*, yang mengakibatkan penurunan efisien mesin lebih parahnya lagi pemakaian dalam jangka panjang dapat merusak mesin [7]. Hal ini membuat pembersihan gas menjadi langkah fundamental pada sistem gasifikasi biomassa terintegrasi.

Untuk digunakan sebagai bahan bakar mesin IC *producer gas* harus berkadar partikel kurang dari 50 mg/Nm³ dan maksimum kadar tar 100 mg/Nm³ [8]. Untuk mencapai parameter tersebut *producer gas* wajib melalui pengkondisian seperti *preliminary treatment* dan *secondary treatment*. *Preliminary treatment* pada *producer gas* bertujuan untuk mereduksi tar ketika *producer gas* masih berada didalam reaktor [9]. *Secondary treatment* adalah pengkondisian setelah gas keluar dari reaktor. *Treatment* pada tahap ini sangat penting

dikarenakan terjadi peningkatan densitas energi *producer gas* melalui proses pendinginan dan pemurnian gas dari tar yang terbawa dari *producer gas* [10].

Secondary treatment meliputi: pemisahan partikel solid menggunakan siklon, sedangkan penyaringan dari partikel yang masih tinggal di *producer gas* dengan pendinginan melalui pemurnian dari tar menggunakan *scrubber* [11].

Scrubber merupakan salah satu teknologi pemurnian *producer gas* dimana setiap tipe memiliki efisiensi mereduksi tar dan partikulat berbeda-beda. *Scrubber* ini menggunakan fluida kerja seperti air atau minyak banyak dipakai untuk teknik kondensasi tar dan pembersihan partikulat [12]. Beberapa diantaranya: *Spray tower*, *impingement scrubbers*, *packed bed*, dan *venturi scrubber*. Dari ukuran partikel yang ditangkap *spray tower* dapat menangkap 10 μm , serta efisiensi reduksi tar berkisar 11-25%. *Venturi scrubber* sangat efisien menghilangkan partikulat berukuran 0,2-0,8 μm dengan efisiensi mereduksi tar mencapai 50-90% [13,14].

Don J. Steven, telah melakukan penelitian tentang unjuk kerja sistem mengenai *cyclone filter*, didesain untuk menangkap partikel *solid* dengan ukuran diatas 5 μm dengan kemampuan penyaringan mencapai > 90% pada *pressure drops* dengan 0,01 atm. Dengan ukuran *range* 1,5 μm partikel mungkin dapat di saring, tetapi *cyclone filter* tidak menjadi efektif ketika ukuran dari partikel *sub-micron* [2]. Dikarenakan 60-65% komposisi *producer gas* merupakan partikel dengan ukuran diatas 60 μm , maka *cyclone* merupakan perangkat yang sangat baik untuk sistem pembersihan partikulat [15]. Adi S. dan Fajri melakukan pengujian menggunakan *venturiscrubber*, dimana setelah menjalani *treatment* berat tar berkisar 125 mg/m^3 [16]. Bahkan Pathak dkk telah mengembangkan sistem *Sand Bed Filter* dengan tar dan partikel yang diperoleh 319 mg/m^3 dan 53 mg/m^3 [17]. Hasil dari semua penelitian yang telah dijabarkan belum masuk standart kriteria pembakaran internal.

Untuk mengatasi prolematika tersebut diperlukan sebuah teknologi untuk mereduksi kandungan tar agar menghasilkan gas bersih sesuai dengan yang disyaratkan.

Khusus untuk penelitian ini, akan dilakukan eksperimen dimana perangkat yang

sudah ada seperti siklon, venturi scrubber serta perangkat baru yaitu rotary separator akan di-*merger*, sehingga dicapai efisiensi yang lebih tinggi. Perangkat ini dinamakan *Integrated Gas Cleaning System* (IGCS).

METODOLOGI PENELITIAN

1. Perancangan *Integrated Gas Cleaning System* (IGCS)

Perangkat terintegrasi yang dirancang meliputi: *cyclone separator*, *venturi scrubber* dan *rotary separator*. Siklon separator dirancang sebagai penyaring partikel kemudian *venturi* yang dirancang berjenis *rectangular throat* atau *venturi* persegi, karena tipe tersebut mampu mengatasi laju aliran gas yang relatif lebih tinggi dibandingkan *venturi round throat* atau *venturi* lingkaran. Sistem injeksinya menggunakan air sebagai fluida pencuci gas yang mengalir melalui *venturiscrubber*. Sebagai perangkat yang baru *rotary separator* dirancang dengan menambahkan *exhaust fan* sebagai pembentuk gaya sentrifugal paksa setelah proses *scrubbing* berguna untuk memisahkan butiran dari *producer gas* beserta tar yang tersisa. IGCS khusus dirancang sebagai alat pemurnian *producer gas* yang akan dipakai untuk pembangkitan daya.

Dimensi yang didapatkan dari tahap desain dibuat kedalam *blueprint* sebagai acuan untuk tahap fabrikasi. IGCS akan diuji coba performanya melalui interkoneksi dengan gasifier.

1.1. Perancangan *Cyclone Separator*

Perancangan siklon memakai pendekatan metode Perry's, Adapun langkah untuk merancang cyclone separator sebagai berikut :

1. Biomassa yang digunakan dalam penelitian ini adalah sekam padi sebagai bahan baku yang dimasukan ke dalam *gasifier*. Maka dari itu, *properties/sifat* fisis yang terkandung pada *producer gas* harus diketahui terlebih dahulu. Berikut parameter awal untuk merancang siklon separator ditunjukan seperti pada tabel 1.

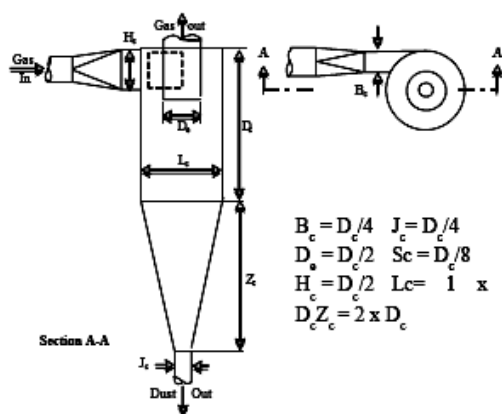
Tabel 1. Sifat fisis abu sekam padi [18]

Properties	Nilai	Satuan
Mean particle size	856	Mm
Apparent density	389	kg/m ³
Porosity	0,81	-
Sphericity	0,44	-

Tabel 2. Data perhitungan perancangan siklon

No	Data yang ditentukan	Nilai	Keterangan
1	Densitas padatan	389 kg/m ³	Lihat Tabel 1
2	Densitas <i>producer gas</i> pada suhu 300°C	0,6179 kg/m ³	<i>Producer gas</i> diasumsikan gas ideal udara
3	Viskositas <i>producer gas</i> pada suhu 300°C	296,404 x 10 ⁻⁷ kg/ms	<i>Producer gas</i> diasumsikan gas ideal udara
4	Diameter partikel abu sekam padi	856 µm	Lihat Tabel 1
5	Diameter outlet gasifier (<i>H_c</i>)	75 mm	Direncanakan
6	Effisiensi yang direncanakan	98 %	Direncanakan

- Mengacu nilai diameter outlet gasifier (*H_c*), seluruh dimensi dari siklon dapat dirancang menggunakan Gambar 1 yaitu :



Gambar 1. Dimensi *proportions* siklon efisien tinggi

- Menghitung diameter partikel abu sekam padi yang terendapkan oleh siklon ($D_{p,th}$) dan efisiensi teoritis untuk $V_{in} = 10$ m/s,
- Mentukan jumlah putaran gas di dalam siklon diprediksi dengan bantuan grafik pada Gambar 2, dengan $V_{in} = 10$ m/s diperoleh $N_s = 2,5$ kali



Gambar 2 Grafik hubungan N_s dengan kecepatan masuk

- Selanjutnya seluruh nilai parameter diatas dimasukkan ke persamaan 1, dan diperoleh nilai $D_{p,th}$ yaitu [19].

$$D_{p,th} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{in} \cdot (\rho_p - \rho_f)}} \quad (1)$$

Keterangan :

- $D_{p,th}$ = Diameter partikel minimum teoritis yang terendapkan (m)
 V_{in} = Kecepatan gas masuk (m/s)
 N_s = Jumlah putaran gas dalam siklon
 B_c = Lebar inlet (m)
 μ = Viskositas gas (kg/ms)
 ρ_p = Densitas padatan (kg/m³)
 ρ_f = Densitas gas (kg/m³)

- Nilai efisiensi teoritis dihitung menggunakan persamaan 2[19]:

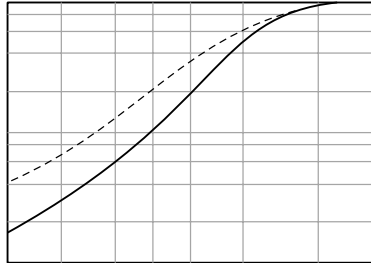
$$\eta_{th} = \frac{D_{pi}}{D_{p,th}} \quad (2)$$

Keterangan :

- D_{pi} = diameter partikel inlet,
 $D_{p,th}$ = diameter partikel minimum teoritis yang dapat terendapkan.

Hasil perhitungan yang telah dihitung kemudian dicocokkan dengan grafik pada Gambar 3, Apabila nilai tersebut jauh diatas nilai $D_{p,i}/D_{p,th}$ pada sumbu y grafik. Jika Nilai efisiensi ini masih diatas nilai efisiensi yang

direncanakan, yang berarti desain dapat diterima.



Gambar 3. Grafik *single particle collection efficiency curve*

1.2. Perancangan Venturi Scrubber

Dalam merancang *venture scrubber* harus diketahui data awal sebagai berikut:

1. Mengetahui karakteristik *producer gas* yang akan dibersihkan. Berikut adalah karakteristik *producer gas* hasil gasifikasi sekam padi:

Tabel 3. Karakteristik *producer gas* hasil gasifikasi sekam padi [18]

No	Properties	Nilai	Satuan
1	Kandungan kelembapan (θ_{H_2O})	25	%
2	<i>Particulate loading</i>	3	grains/scf
3	<i>Specific density of particulate</i>	1,8	0 10

2. Menghitung *Flowrate* dengan menentukan kecepatan *producer gas* masuk ke dalam venturi dimana[20].

$$Q = V \cdot A \quad (3)$$

Keterangan

Q = Flow rate gas masuk (ft^3/min)

V = Kecepatan gas masuk (ft/s)

A = Luas Penampang saluran (ft^2)

3. Menghitung *Flowrate* pada temperatur standar dihitung dengan menggunakan hukum gas ideal seperti yang ditunjukkan dalam persamaan yaitu[20].

$$V_2 = V_1 \frac{T_2}{T_1} \text{ atau } Q_2 = Q_1 \frac{T_2}{T_1}$$

Keterangan

Q = Flow rate (ft^3/min)

T = Temperatur ($^{\circ}\text{F}$)

2 = Kondisi luaran pada tempertur standar

4. Menghitung *Mass flow* udara kering dan uap air dengan menggunakan persamaan 5, besarnya *mass flow* kedua data diatas adalah[20].

$$\dot{m}_{wv(in)} = [Q_{m(in)} \cdot \theta_{H_2O(in)}] \frac{MW_{wv}}{V_{mole}} \quad (5)$$

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

Dimana:

MW_{wv} = Berat molekul uap air = 18

MW_a = Berat molekul udara kering = 29

V_{mole} = Volume lb-mol udara = 385 ft^3

$\theta_{H_2O(in)}$ = Kandungan kelembapan (%)

5. Menghitung *humidity ratio* pada temperatur standar dihitung dengan persamaan 6[20].

$$\omega = \frac{m_{wv}}{m_a} \quad (6)$$

Pada bagian outlet venturi 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[20].

6. *Mass flow* uap air sisi luaran[20].

$$\dot{m}_{wv(out)} = w_{(out)} \cdot \dot{m}_a \quad (7)$$

Dimana:

$\dot{m}_{wv(out)}$ = Laju aliran massa uap air (lb/min)

$w_{(out)}$ = Humidity ratio (lb wv/lb air)
 $\dot{m}_a$ = Laju aliran massa udara kering (lb/min)

7. Mass flow uap air yang terevaporasi[20].

$$\dot{m}_{wv(evap)} = \dot{m}_{wv(out)} - \dot{m}_{wv(in)} \quad (8)$$

$\dot{m}_{wv(evap)}$ = Laju aliran massa uap air yang terevaporasi (lb/min)

8. Banyaknya makeup water[20].

$$Q_{wv(evap)} = \frac{\dot{m}_{wv(evap)}}{\rho_{H_2O}} \quad (9)$$

Dimana:

$Q_{wv(evap)}$ = Debit makeup water (gpm)

ρ_{H_2O} = Densitas air (lb/ft³)

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 10 dimana[20].

$$\sigma = \frac{d_{84}}{d_{50}} \quad (10)$$

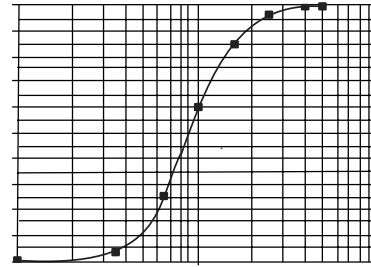
Keterangan :

σ = Deviasi standar

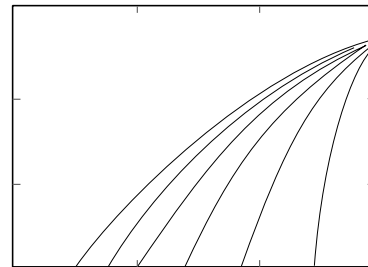
d_{50} = Fraksi massa dari ukuran partikel ke-50

d_{84} = Fraksi massa dari ukuran partikel ke-84

Nilai tersebut diketahui dengan membaca grafik pada Gambar 4Langkah selanjutnya menentukan d_{cut} melalui bantuan Gambar 5 dan efisiensi koleksi η_d untuk setiap ukuran partikel tercantum pada tabel 4.



Gambar 4. Grafik distribusi ukuran partikel untuk gas hasil pembakaran atau reaksi kimia

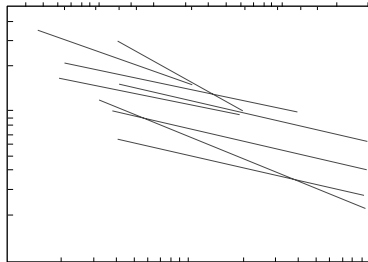


Gambar 5. Grafik cut diameter sebagai fungsi cut ratio dan standar distribusi ukuran partikel untuk =

Tabel 4. Kebutuhan koleksi efisiensi [20]

Range ukuran partikel (μm)	Fraksi Massa	Koleksi efisiensi yang dibutuhkan	Koleksi efisiensi fraksional
0-1	0,005	0,900	0,0045
1-2,5	0,195	0,950	0,185
2,5-4,5	0,400	0,980	0,392
4,5-7	0,300	0,990	0,297
7-12	0,080	1,000	0,080
>12	0,020	1,000	0,020
Koleksi efisiensi keseluruhan			0,979

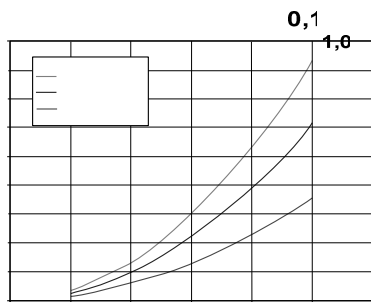
Berdasarkan grafik diperoleh nilai d_{cut}/d_{50} . Nilai d_{cut} kemudian dicocokkan terhadap garis *gas atomized spray* pada grafik di gambar 6 untuk mengetahui *scrubber power* dan *pressure drop*.



Gambar 6. Grafik scrubber power dan pressure drop sebagai fungsi diameter cut

Keterangan untuk gambar.6

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 lining or saddle
- 3a. Fibrous packed bed with 0,012 in dia. fiber
- 3b. Same as 3.a except 0,006 in dia. fiber
- 3c. Same as 3.a except 0,003 in dia. fiber
4. Gas atomized spray
5. Mobile bed with 1-3 stages of fluidised hollow plastic spheres. (Eksperimental data from pilot and large scale power plant scrubber)



Gambar 7. Grafik hubungan antara pressure drop, kecepatan throat dan L/G

Nilai d_{cut} kemudian dicocokkan terhadap garis gas atomized spray pada grafik di Gambar 6 dan 7, guna mengetahui scrubber power, pressure drop, dan asumsi penggunaan air atau L/G ratio. Selanjutnya menentukan luas permukaan throat melalui persamaan [20].

Luas permukaan throat

$$A = \left[\frac{1270 \cdot \Delta P}{v^2 \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,78}} \right]^{1/0,133} \quad (11)$$

Dimana:

ΔP = Pressure drop venturi (in H₂O)

v = Kecepatan aliran di throat (ft/s)

ρ_g = Densitas gas (lb/ft³) and = 1/w

L/G = Liquid to gas ratio (gal/1000 ft³)

Bentuk venturi yang dirancang adalah rectangular throat, sehingga diameter yang didapat akan disesuaikan dengan ukuran sisi persegi = 37 mm. Dengan ukuran 37 mm, luas permukaan throat = 1369 mm². Apabila panjang venturi didesain 100 mm didapatkan lebar venturi = 13,69 mm. Untuk mengoptimalkan pressure recovery, panjang throat dibuat 3 kali diameter throat dan panjang diverging section 4 kali diameter throat, sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Panjang throat} &= 3 \times 37 \text{ mm} = 111 \text{ mm} \\ \text{Panjang diverging section} &= 4 \times 37 \text{ mm} \\ &= 148 \text{ mm} \end{aligned}$$

1.3. Perancangan Rotary Separator

Rotary separator digunakan untuk memisahkan butiran dari produsen gas beserta tar yang tersisa saat dilewati venturiscrubber. Prinsip kerjanya serupa dengan siklon. Gas dengan kecepatan V , diumpankan secara tangensial kedalam vessel. Ketika memasuki vessel, gas akan berotasi dan partikel berdiameter D_p yang terkandung dalam gas akan menabrak dinding akibat gaya sentrifugal yang bekerja. Fenomena gaya sentrifugal cenderung melempar partikel ke arah luar dinding, lalu partikel bergerak turun terpisah dari arus gas dan terkumpul dalam vessel. Fenomena tersebut dituangkan dalam persamaan kecepatan settling sentrifugal yang menyatakan hubungan antara parameter kerja diatas [19]. Parameter yang di desain antara lain kecepatan masuk gas, diameter tabung separator, terkait ukuran butiran yang ingin dipisahkan.

Tabel 5. Data parameter *rotaryseparator*

No	Data yang ditentukan	Nilai	Keterangan
1	Densitas padatan	389 kg/m ³	Lihat Tabel 1
2	Densitas <i>producer gas</i> pada suhu 40°C	0,6179 kg/m ³	<i>Producer gas</i> diasumsikan gas ideal udara
3	Viskositas <i>producer gas</i> pada suhu 40°C	296,404 x 10 ⁻⁷ kg/ms	<i>Producer gas</i> diasumsikan gas ideal udara
4	Diameter partikel abu sekam padi	856 µm	Lihat Tabel 1
5	Ukuran <i>inletseparator</i> (H _c)	75 mm	Direncanakan
6	Kecepatan Aliran masuk <i>producer gas</i>	5 m/s	Disesuaikandengan daya exhaust fan yang dipakai

Dengan memakai panduan ukuran proporsional siklon, diperoleh dimensi *separator* seperti dibawah ini

$$\begin{aligned} D_c &= 2 \cdot H_c & L_c &= 2 \cdot D_c \\ D_c &= 2 \cdot 120 \text{ mm} & L_c &= 2 \cdot 240 \text{ mm} \\ D_c &= 240 \text{ mm} & L_c &= 480 \text{ mm} \end{aligned}$$

Karena fungsinya ganda, tinggi separator ditambahkan 120 mm menjadi 600 mm untuk menampung *producer gas* dalam jumlah yang lebih banyak. Setelah didapatkan dimensi diameter dan tinggi *separator*, selanjutnya menghitung kecepatan *settling sentrifugal* yang terjadi didalam *separator* memakai persamaan 1.

$$V_t = \frac{0,2 \cdot A_m^2 \cdot d_o \cdot \rho_f \cdot g}{\pi \cdot Z \cdot D \cdot G} \quad (12)$$

Dimana:

- V_t = Kecepatan *settling setrifugal* (m/s)
- A_{in} = Luasan saluran masuk (m²)
- d_o = Diameter inlet (m)
- ρ_f = Massa jenis fluida (kg/m³)
- g = Percepatan gravitasi (kg m/s²)
- D = Diameter *separator* (m)
- Z = Tinggi *separator* (m)

Diameter partikel yang dapat tertangkap pada *separator* ditentukan dari persamaan *stokes*dibawah [19].

$$d_p = \left[\frac{18 \cdot V_t \cdot \mu}{g (\rho_f - \rho_p)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

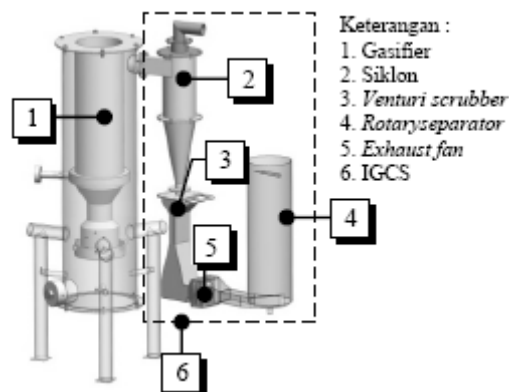
Dimana :

- d_p = Diameter partikel (m)
- μ = Viskositas dinamik fluida (N/sm²)
- d_o = Diameter *inlet* (m)
- ρ_p = Massa jenis padatan (kg/m³)

2. Pengujian dan Pengambilan Data *Integrated Gas Cleaning System*

Dalam pelaksanaan pengujian dan pengambilan data, dilakukan beberapa tahapan, diantaranya adalah tahapan persiapan seperti *setup*, alat pengujian, dan pengambilan data.

Dalam pengambilan data, dilakukan pengujian berat tar awal *producer gas* dari gasifier tanpa di-*treatment*, yang mana hasilnya digunakan sebagai rujukan berat tar awal untuk pengujian perlatan siklon *separator*, *venturiscrubber*, *rotaryseparator* dan IGCS



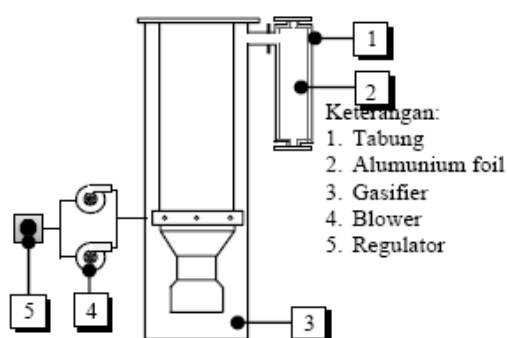
Gambar 9. *Integrated Gas Cleaning System*

2.1. Pengujian Berat Tar Awal

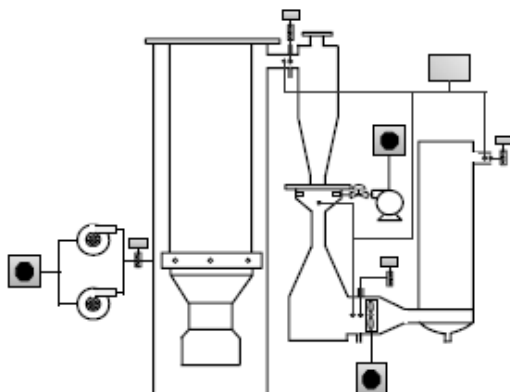
Pengujian berat tar awal dimasudkan untuk mengetahui jumlah tar yang dihasilkan dari gasifier. Sebelum gas di-*treatment*, banyak metode untuk mengetahui kadar tar pada gas *producer*, seperti contohnya melakukan sampling terhadap gas dengan menggunakan tabung-tabung *impinge*, analisa spektografi dengan menggunakan *photo ionization*

detector[21].

Untuk penelitian ini digunakan metode sederhana dimana tabung dan didalam dilapisi alumunium foil sebagai media penangkap tar. Mekanisme dari pengambilan data tar awal dimana aliran *producer gas* keluaran pada gasifier ditampung menggunakan sebuah tabung yang telah dilapisi alumunium foil pada dinding tabung dalam kondisi *vacuum* atau tidak adanya gas/udara yang keluar pada saat pengujian berlangsung.



Gambar 10. Skematik pengujian berat tar awal



Gambar 11. Skematik pengujian *Integrated gas cleaning system*

HASIL DAN PEMBAHASAN

1. Kondisi peforma sistem IGCS

Unjuk kerja IGCS sangat bergantung terhadap performa masing-masing perangkat penyusunnya, karena interaksi dari variabel kerja per perangkat menentukan jumlah pengotor (tar dan debu) di dalam *producer*

gas. Apabila salah satu perangkat tidak dalam kondisi optimum kerja, dipastikan pengambilan data tidak berjalan semestinya dan hasil yang didapat tidak maksimal.

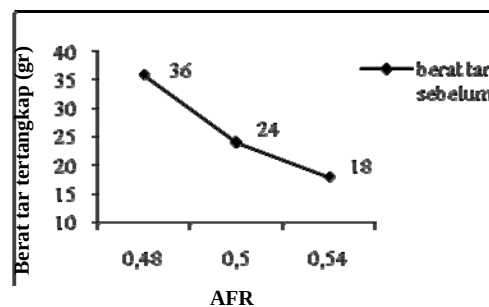
2. Hasil Pengujian

2.1. Jumlah Tar Terhadap Variasi AFR dan V_{gas}

Hasil pengujian jumlah tar awal untuk setiap variasi AFR disajikan dalam tabel 6 dan gambar 12.

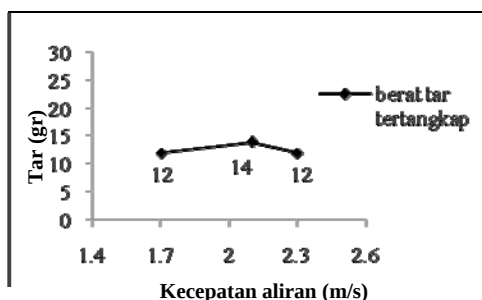
Tabel 6. Parameter percobaan dan hasil [22]

No.	Massa bahan bakar (kg)	Setelan golongan blower (v)	Laju aliran massa udara (kg/s)
1	1,5	100	0,000701552
2	1,5	175	0,000849248
3	1,5	250	0,000923095
Durasi gasifikasi (menit)		AFR	Temperatur (°C)
17,3		0,48	106
15,2		0,5	115
14,5		0,54	120

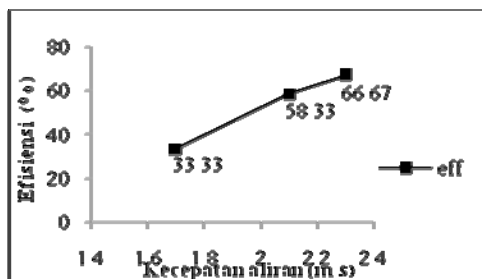


Gambar 12. Grafik AFR yang diperoleh terhadap hasil tar

Hasil pengujian menunjukan bahwa pada AFR 0,54 kandungan diperoleh paling minimal. Hal ini disebabkan peningkatan jumlah udara yang disuplai ke dalam gasifier yang berpengaruh pada kenaikan temperatur. Semakin panas temperatur pada gasifier maka tar terdegradasi secara *thermal* lebih besar.



(a) V_{gas} terhadap hasil tar



(b). Efisiensi Siklon

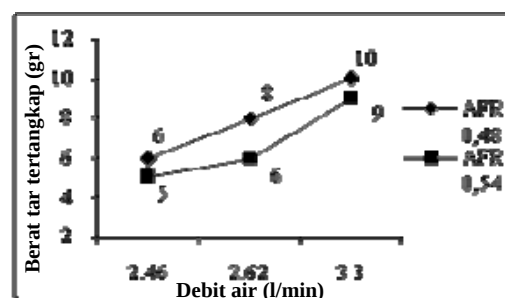
Gambar 13. Grafik hasil pengujian siklon (a) V_{gas} terhadap hasil tar dan (b) Efisiensi Siklon

Seperti terlihat grafik pada gambar 13, Hasil pengujian menunjukkan bahwa tar yang tertangkap akan bertambah seiring meningkatnya laju alir yang disuplai. Akan tetapi tar pada titik tertentu, yaitu kecepatan gas 2,1 m/s, berat tar yang disaring mencapai maksimum 14 gram. Tapi iniditakterjadi pada pengujian berikutnya tar yang dihasilkan mengalami penurunan ketika laju alir udara terus bertambah. Pada perilaku ini, faktor yang mempengaruhinya yaitu pergerakan temperatur di dalam reaktor mengalami perubahan yang tidak tetap sebagai akibat dinamika temperatur dizona oksidasi. Zona tersebut merupakan tempat pembakaran dan daerah pusat yang mempengaruhi temperatur di zona lainnya. Pencampuran bahan bakar awal (arang dan sabut) yang tidak merata dan tidak seragamnya ukuran dan disinyalir sisa tar yang masih tinggal pada pengujian sebelumnya menempel pada dinding siklon sebagai penyebab hasil yang didapat. Ditambah fungsi

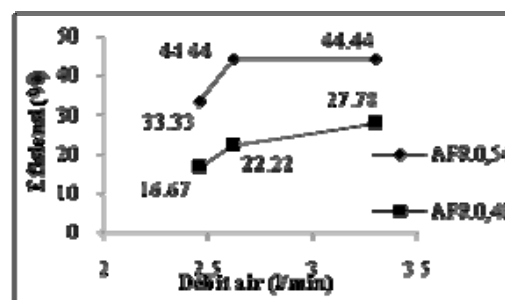
siklon tidak digunakan untuk menghilang tar. Hal ini disebabkan dari oleh gabungan antara tar yang berkarakter lengket dan partikel. Sekalipun jika partikel yang di-treatment dengan siklon, efisensi untuk meghilangkan tar masih sangat rendah, karena siklon tidak dapat menghilangkan partikel dari diameter kecil, termasuk tetesan tar kecil berukuran 1 μM [1]

Berdasarkan perhitungan perencanaan untuk siklon dengan diameter *barrel* 300 mm dan diameter *output* 37,5 mm mampu mereduksi tar dan *imputrities* paling besar dengan efisiensi kolektif maksimum 66,67%. Dengan demikian siklon sebagai alat perangkat *gas cleaning* cukup efisien untuk mengurangi kadar polutan *producer gas* dari proses gasifikasi.

2.2. Hasil Tar Yang Diperoleh Terhadap Variasi Debit Air



(a) $\dot{m}_{\text{air}}$ terhadap hasil tar



(b) Efisiensi Venturi

Gambar 14. Grafik hasil pengujian venturiscrubber (a) $\dot{m}_{\text{air}}$ terhadap hasil tar dan (b) Efisiensi Venturi Pada AFR 0,48 dan 0,54

Pada grafik gambar 14 menunjukkan *trend* perolehan jumlah tar tertangkap yang naik

terhadap peningkatan laju air yang digunakan. Peningkatan laju alir ke dalam *venturi* hasil tar yang ditangkap tidak sama dengan AFR yang berbeda, menunjukan semakin besar AFR semakin berkurang jumlah tar yang tertangkap. Hal ini dapat dilihat AFR terkecil yaitu 0,48 tar yang pada debit 3,3 l/min diperoleh 10 gram berbanding dengan AFR yang lebih besar yaitu 0,54 dengan laju alir yang sama tar yang ditangkap relatif lebih sedikit.

Fenomena ini, terjadinya adanya peningkatan laju aliran air dan akan menghasilkan *spray droplet* atau butiran air yang lebih luas pada zona kontak gas dan air yang membuat durasi waktu tinggal ke dalam air sehingga menyebabkan peningkatan dalam pembentukan tetesan tar di air. *Collectionefficiency* suatu *venturiscrubber* meningkat seiring bertambahnya luas permukaan air yang tercipta, dalam hal ini adalah terbentuk *droplet-droplet* air yang mampu menangkap tar dan pengotor lainnya.

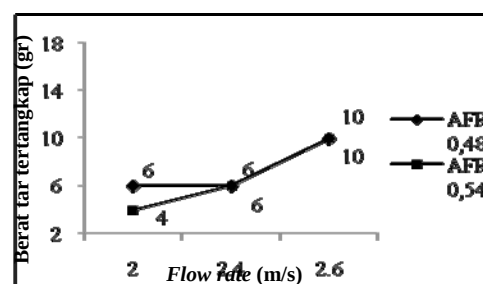
Selain itu terbentuknya lapisan air pada dinding bagian dalam *throat* juga mendukung meningkatkan *collectionefficiency* suatu *venturiscrubber*. Pada debit 3,3 l/menit, lapisan air yang terbentuk pada dinding bagian dalam *venturiscrubber* dan semburan atau butiran air yang tercipta, mencapai tingkat maksimum dalam menangkap tar dan pengotor lainnya. Sehingga jika penggunaan laju alir kurang dari titik tersebut, lapisan air pada dinding *throat* belum sempurna, dan jika lebih dari titik tersebut *droplet* yang tercipta akan berkurang.

Efektifitas penggunaan *venturiscrubber* dalam membersihkan gas dan mereduksi tar terlihat saat air yang mengalir dihentikan setelah asap yang keluar dari proses gasifikasi tidak ada lagi. Hal ini dikarenakan ketika air berhenti mengalir tar yang terdapat pada gas yang mengalir tertangkap dan terkondensasi pada lapisan air yang terbentuk pada dinding *venturi* dan mengedap didasar *venturi*, sehingga ketika air yang kembali dialirkan endapan tar yang larut pada air yang tersisa di-*venturi*kan tersapu oleh air yang baru dijalankan dan proses pembersihan kembali berlangsung.

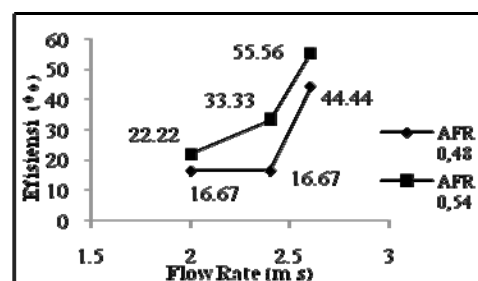
Efisiensi yang didapat sebesar 44,44%. Rendahnya efisiensi disebabkan oleh luasan permukaan lapisan air yang terbentuk di dalam *venturi* masih terlalu kecil, sehingga tar pada

producer gas minim yang ditangkap dan menyisakan *producer gas* dengan kandungan tar yang masih tinggi. Untuk memperbesar luasan permukaan lapisan air, diameter lubang *sprayer* mesti diperbesar untuk meningkatkan debit air yang disuplai kedalam *venturi*. Kecenderungan ini terjadi oleh mekanisme penangkapan partikel kurang maksimal. Dimana *Inertialimpaction* bekerja pada partikel berukuran besar dan difusi bekerja pada partikel yang sangat kecil.

2.3. Hasil tar yang diperoleh terhadap variasi laju alir udara



(a) V_{gas} terhadap hasil tar



(b) Efisiensi Rotari Separator

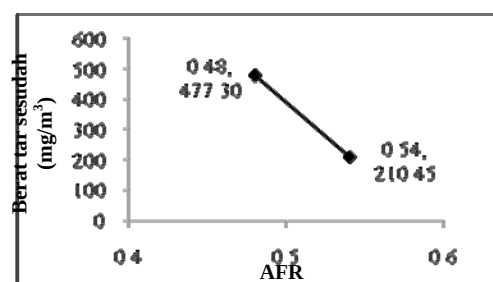
Gambar 15 Grafik hasil pengujian rotary separator (a) V_{gas} terhadap hasil tar dan (b) Efisiensi Siklon. Pada AFR 0,48 dan 0,54

Dari gambar terlihat bahwa reduksi tar semakin besar seiring dengan meningkatnya kecepatan aliran *producer gas* yang dihisap oleh *rotaryseparator*. Meningkatnya kecepatan aliran membuat gaya sentrifugal dan inersia semakin besar, sehingga menyebabkan tar dalam bentuk *aerosol* dan partikel debu lebih banyak terlempar keluar membentur

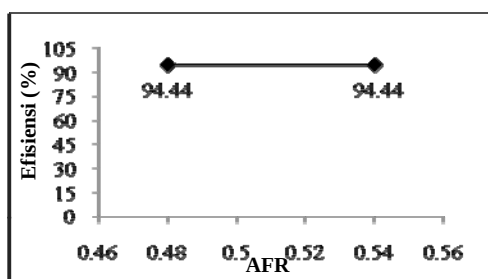
dinding. Fenomena ini, serupa dengan apa yang terjadi pada siklon. Dalam pengujian ini, kemampuan untuk mereduksi tar yang paling sedikit pada *flow rate* 2,0 m/s dengan AFR 0,54 ditangkap adalah 4 gram dibandingkan dengan AFR 0,48 dengan kondisi yang sama tar yang diperoleh lebih banyak yaitu 6 gram. Berdasarkan pengujian tar awal diketahui AFR 0,48 yang paling berkontribusi banyak untuk menghasilkan tar dibandingkan AFR yang lebih besar.

Kondisi ini serupa yang terjadi pada siklon. Semakin tinggi laju aliran *producer gas* yang memasuki *rotary separator*, berbanding lurus dengan bertambahnya berat tar yang disaring. Efisiensi yang diperoleh pada *rotaryseparator* jauh lebih baik dari pada hasil dari *venturiscrubber* sebesar 55,56 %. Melihat dari hasil pengujian ini *rotaryseparator* sebagai alat perangkat sudah cukup baik untuk mereduksi tar dan pengotor lainnya.

2.4. Hasil tar yang diperoleh terhadap IGCS



(a) AFR terhadap hasil tar



(b) Efisiensi IGCS

Gambar 16. Grafik hasil pengujian IGCS (a) AFR terhadap hasil tar dan (b) Efisiensi IGCS.

Dari hasil pengujian secara individual dari

masing-masing alat diambil titik kondisi optimum untuk pengujian gabungan perangkat yaitu pada AFR gasifikasi 0,48 dan 0,54, kecepatan aliran masuk siklon 2,3 m/s, debit air 0,33 ml/min, serta kecepatan aliran *producer gas* masuk *separator* sebesar 4,4 m/s.

Berdasarkan berat tar awal yang didapat pada AFR 0,54 menunjukkan isi tar sekitar 3788.18 mg/m³. Setelah di-*treatment* menggunakan IGCS dapat menciptakan penurunan kadar tar cukup signifikan sampai 210.45 mg/m³. Kondisi ini tentu berbeda dari pengujian dengan cara terpisah. Ini menunjukkan Alat mampu bekerja sangat efektif dengan efisiensi 94.94 %. Jumlah tar dihasilkan tersebut belum masuk standart untuk memenuhi kriteria pembakaran internal 100 mg/m³[8].

KESIMPULAN

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Hasil unjuk kerja dari masing-masing perangkat gas *cleaning* yang dapat sebagai acuan pengujian IGCS. Diperoleh AFR 0,48 dan 0,54 dengan debit alir *venturi scrubber* pada titik 3,3 l/min dan kecepatan alir *producer gas* masuk *rotaryseparator* sebesar 4,4 m/s.
2. Pada pengujian individu siklon pada kondisi optimum mampu mereduksi tar sebanyak 12 gram dan diperoleh Efisiensi paling besar yaitu 66,67% dibandingkan perangkat lainnya seperti *venturiscrubber* dan *rotaryseparator*.
3. Setelah di-*treatment* menggunakan IGCS dapat menciptakan penurunan kadar tar cukup signifikan dari *producer gas* yang dihasilkan. Ini menunjukkan IGCS mampu bekerja sangat efektif dengan efisiensi 94.94 %.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Milne, T.A., N. Abatzoglou, dan R.J. Evan, 1998, *Biomass Gasifier "Tars": Their Nature, Formation and Conversion*, National Renewable Energy Laboratory (NREL).
- [2] Stevens, D.J., 2001, *Hot Gas*

- Conditioning: Recent Progress with Larger-Scale Biomass Gasification Systems, Update and Summary of Recent Progress. Pacific Northwest National Laboratory, Richland: Washington.*
- [3] Simell, P. dan J.B.-s. Bredenberg., 1990, *Catalytic Purification of Tarry Fuel Gas*, Fuel, 69(10): pp: 1219-1225.
- [4] Hasler, P. and T. Nussbaumer, 1999, *Gas Cleaning for IC Engine Applications from Fixed Bed Biomass Gasification*. Biomass and Bioenergy, 16: pp: 385-395.
- [5] A, A. Ramadhan. 2009. *Fluidised Bed Gasifier Umumnya*. Diakses melalui: <http://ahmadekaramadhan.blogspot.com/2009/04/fluidised-bed-gasifier-umumnya-tidak.html>. Diakses pada : 15 April 2009.
- [6] Wardha, Maharashtra, 2008, *Low Cost Gasifier Engine System*. Mahatma Gandhi Institute of Rural Industrialization JBCRI Campus, India.
- [7] 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.
- [8] Hasler, P. and T. Nussbaumer, 1999, *Gas Cleaning for IC Engine Applications from Fixed Bed Biomass Gasification*. Biomass and Bioenergy, 16: pp: 385-395.
- [9] Kern County. 2004. *Kern County CEQA Implementation Document*. California. USA.
- [10] G. Raggio, A. Pettinau, A. Orsini, M. Fadda, D. Cocco, P. Deiana, M.L. Pelizza, M. Marengo, 2005. *Coal gasification pilot plant for hydrogen production*. Part A: coal gasification and syngas desulphurization, Second International Conference on Clean Coal Technologies for Our Future, Castiadas, Sardinia, Italy.
- [11] A. V. Bridgwater. 2002. *The future for biomass pyrolysis and gasification: status, opportunities and policies for Europe*. Bio-Energy Research Group, Aston University, Birmingham.
- [12] Bridgwater, A.V., 1995. *The Technical and Economic Feasibility of Biomass Gasification for Power Generation*. Fuel 74 (5), pp. 631-653.
- [13] Baker, E.G., M.D. Brown, R.H. Moore, L.K. Mudge, and D.C. Elliott, 1986. *Engineering Analysis of Biomass Gasifier Product Gas Cleaning Technology*. PNL-5534, Pacific Northwest National Laboratory, Richland, Washington. 86 pp.
- [14] Neeft, J.P.A., Knoef, H.A.M., and Onaji, P., 1999, *Behavior of Tars in Biomass Gasification Systems*. NOVEM EWAB Program Report 9919 Netherlands. pp: 75.
- [15] Reed, T.B., and Das, A., 1994, *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. Biomass Energy Foundation Press.
- [16] Surjosatyo, A and Vidian, F. 2012. *Tar Content of Produced Gas In Downdraft Biomass gasifier*. Departement of Mechanical University Indonesia.
- [17] B.S. Pathak et al. 2007. *Design and Development of sand bed filter for upgrading producer gas to IC Engine Quality Fuel*. International Energy journal 8 (2007) 15-20.
- [18] Natarajan, E., Nordin, A., dan Rao, A.N. 1998. *An overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactor*, Journal of biomass and bioenergy. vol 14. pp : 533-546
- [19] Cuolson, *Particle Technology and Separation Processes*. Vol. 2-5.
- [20] Mussati, Daniel., 2002, Section 6 : *Particulate Matter Control*, U.S. Environmental Protection Agency.
- [21] J.P.A. Neeft, H.A.M. Knoef, U. etc. *Guideline for sampling and Analysis of Tar and particles in Biomassa producer gases*. version 3.3.
- [22] Putra, Rachmat.C., 2012, *Perancangan, Pembuatan, dan Pengujian Pembangkit Energi Biomassa, Tugas Akhir Mahasiswa, Unila, Bandar Lampung*.