



TUGAS AKHIR - TM141585

**STUDI EKSPERIMEN PENGARUH KECEPATAN  
FLUIDISASI DAN JENIS *BED* PENGERINGAN  
TERHADAP UNJUK KERJA *SWIRLING FLUIDIZED  
BED COAL DRYER* TANPA PENGARAH ALIRAN  
BERBENTUK *CONE***

Alim Jabbar Ibrahim  
NRP. 2113100188

Dosen Pembimbing,  
Prof. Dr.Eng Ir. Prabowo, M.Eng

JURUSAN TEKNIK MESIN  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2017



TUGAS AKHIR – TM141585

**STUDI EKPERIMEN PENGARUH KECEPATAN  
FLUIDISASI DAN JENIS *BED* PENDINGINAN  
TERHADAP UNJUK KERJA *SWIRLING FLUIDIZED BED  
COAL DRYER* TANPA PENGARAH ALIRAN BERBENTUK  
*CONE***

ALIM JABBAR IBRAHIM  
NRP. 2113 100 188

Dosen Pembimbing:  
Prof. Prabowo, Ir.,M.Eng., Dr.

PROGRAM SARJANA  
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2017



FINAL PROJECT – TM141585

**EXPERIMENTAL STUDY: THE EFFECT OF  
FLUIDIZATION VELOCITY AND DRYING BED TYPE  
TOWARDS DRYING PERFORMANCE ON SWIRLING  
FLUIDIZED BED COAL DRYER WITHOUT CONE-  
BASED FLOW DIRECTOR**

ALIM JABBAR IBRAHIM  
NRP. 2113 100 188

Academic Supervisor:  
Prof. Prabowo, Ir.,M.Eng., Dr.

BACHELOR DEGREE PROGRAM  
MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
FACULTY OF INDUSTRIAL  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2017

**STUDI EKSPERIMEN PENGARUH KECEPATAN  
FLUIDISASI DAN JENIS BED PENGERINGAN  
TERHADAP UNJUK KERJA *SWIRLING FLUIDIZED*  
*BED COAL DRYER* TANPA PENGARAH ALIRAN  
BERBENTUK *CONE***

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**ALIM JABBAR IBRAHIM**

**NRP. 2113 100 188**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Prabowo, M.Eng (Pembimbing)  
NIP. 196505051990031005
2. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT (Penguji I)  
NIP. 197301161997021001
3. Dr. Ir. Budi Utomo K.W., ME (Penguji II)  
NIP. 195312191981031001
4. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc (Penguji III)  
NIP. 196604021989031002

**SURABAYA**

**JULI, 2017**

**Studi Eksperimen Pengaruh Kecepatan Fluidisasi dan  
Jenis Bed Pengeringan Terhadap Unjuk Kerja *Swirling  
Fluidized Bed Coal Dryer* Tanpa Pengarah Aliran  
Berbentuk *Cone***

**Nama** : Alim Jabbar Ibrahim  
**NRP** : 2113100188  
**Jurusan** : Teknik Mesin FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Prof. Dr. Eng. Ir. Prabowo, M.Eng

**Abstrak**

Menurut BP Statistical Review pada tahun 2015, Indonesia merupakan salah satu negara dengan kenaikan konsumsi batubara terbesar di dunia, yaitu sebesar 15%. Walaupun konsumsi batubara Indonesia mengalami peningkatan, namun kualitas batubara di Indonesia dapat terbilang masuk kedalam kelas menengah kebawah dari peringkat seluruh batubara dunia. Kualitas yang kurang baik tersebut disebabkan oleh *moisture content* batubara Indonesia yang cukup tinggi. Salah satu metode yang baik untuk digunakan dalam proses pengeringan adalah dengan memfluidisasi suatu benda padat (*fluidized bed*).

Rangkaian alat ini didesain untuk mengeringkan batubara dengan udara yang berperan sebagai media pengering. Kecepatan udara pengeringan akan divariasikan pada 75%, 100%, dan 125% dari kecepatan minimum fluidisasi. Batubara yang akan dikeringkan berbentuk granular dengan diameter rata-rata sebesar  $\pm 6$  mm. Beban pengeringan di setiap variasi kecepatan adalah 600 gram. Untuk mendapatkan aliran *swirl*, udara di hembuskan oleh *sentrifugal blower* menuju *vane* pengarah aliran dengan sudut  $10^\circ$ . Pada setiap menit pengeringan, dicatat temperatur dan *relative humidity* dari udara pengering. Diambil pula sampel batubara sebanyak  $\pm 3$  gram untuk menghitung *moisture content* batubara.

Dari penelitian ini didapatkan bahwa *drying rate* rata-rata pada kecepatan 15.9 m/s, 21.21 m/s, dan 25.61 m/s berturut-turut adalah 5.63 gr/min, 7.17 gr/min, dan 7.714 gr/min. Berdasarkan waktu pengeringan, pada menit ke-1 hingga menit ke-6 *drying rate* terbesar dicapai oleh kecepatan fluidisasi 25.61 m/s (125%  $U_{mf}$ ), pada menit ke-6 hingga menit ke-14 *drying rate* terbesar dicapai oleh kecepatan fluidisasi 21.21 m/s (100%  $U_{mf}$ ), sedangkan pada menit ke-14 hingga menit ke-22 *drying rate* terbesar dicapai pada kecepatan fluidisasi 15.9 m/s (75%  $U_{mf}$ ). Massa air yang berpindah selama 22 menit pengeringan pada kecepatan 15.9 m/s, 21.21 m/s, dan 25.61 m/s masing masing adalah 112.74 gram, 137 gram, dan 146.39 gram. Data perpindahan massa yang didapatkan melalui sisi udara dan sisi batubara mengalami perbedaan sebesar 2.17%, 2.816%, dan 7.01% masing masing pada kecepatan fluidisasi 15.9 m/s, 21.21 m/s, dan 25.61 m/s. Melalui *foto* dan *video* selama proses pengeringan berlangsung, terlihat bahwa pada saat *bed* batubara telah terfluidisasi maka tidak akan terdapat batubara yang mengumpul pada bagian tengah dari *drying chamber*.

**Kata kunci:** *Swirling fluidized bed, Coal dryer, 75%; 100%; dan 125% Kecepatan minimum fluidisasi, Tanpa pengarah aliran berbentuk cone.*

# **Experimental Study: The Effect of Fluidization Velocity and Drying Bed Type Towards Drying Performance on Swirling Fluidized Bed Coal Dryer Without Cone-Based Flow Director**

**Name** : Alim Jabbar Ibrahim  
**NRP** : 2113100188  
**Department** : Mechanical Engineering FTI-ITS  
**Advisor Lecturer** : Prof. Dr. Eng. Ir. Prabowo, M.Eng

## **Abstract**

*According to BP Statistical Review in 2015, Indonesia is one of the countries with the largest increasing of coal consumption in the world, which is 15%. Eventhough Indonesia's coal consumption has increased, but the quality of coal in Indonesia can only be considered into middle-low rank coal of all the world's coal. The poor quality of indonesian coal is caused by moisture contain in that coal. Indonesian coal needed a special treatment before it used so that the coal calorific value can be increased. One of the best treatment is to dry the coal in an fluidized bed drying, as one of the vaporization method. The vaporization method, drying process which done by exhaling hot air into coal specimens, is considered as one of the best method for drying the coal. And also swirl flow with high turbulence intensity is expected to boost heat & mass transfer rates.*

*Structure of this tools is designed to drying coals with air acting as the drying medium. Drying air velocity will be varied at 75%, 100%, and 125% of the minimum fluidization velocity. Coal to be dried is first broken into granular shape with an average diameter of  $\pm 6$  mm. Drying load in each speed variation is 600 grams. To obtain swirl flow, the air is blown by a centrifugal blower to steering vanes with angles of  $10^\circ$ . Granules of coals will be placed above the flow steering vane, ie the place to be a drying*

*bed. At each minute of the drying process, the temperature and relative humidity of air was noted. Some coal as much as  $\pm 3$  grams are taken each minute to calculate coal's moisture content.*

*From this research it is found that the average of drying rate at a speed of 15.9 m/s, 21.21 m/s, and 25.61 m/s respectively are 5.63 gr/min, 7.17 gr/min, dan 7.714 gr/min. Based on drying time, the biggest drying rate on 1<sup>st</sup> to 6<sup>th</sup> minutes of drying is achieved by the speed of 25.61 m/s (125%  $U_{mf}$ ), in the 6<sup>th</sup> to 14<sup>th</sup> minutes of drying the biggest drying rate is achieved by the speed of 21.21 m/s (100%  $U_{mf}$ ), while in the range of 14<sup>th</sup> to 22<sup>nd</sup> minutes of drying the greatest drying rate was achieved at 15.9 m / s (75%  $U_{mf}$ ). The total of water mass transfer for 22 minutes of drying at a speed of 15.9 m/s, 21.21 m/s, and 25.61 m/s respectively are 112.74 grams, 137 grams, and 146.39 grams. The mass transfer data obtained through the air and coal sides experienced a difference of 2.17%, 2.816%, and 7.01% respectively at fluidization velocities of 15.9 m/s, 21.21 m/s, and 25.61 m/s. Through photos and videos obtained during the drying process, it is seen that when the coal bed has been fluidized there will be no coal found in the middle area of the drying chamber.*

***Keywords: Swirling Fluidized Bed, Coal Dryer, 75%; 100%; And 125% of Minimum Fluidization Velocity, No Cone-Based Flow Director***



## KATA PENGANTAR

*Bismillahirrahmanirrahim,  
Assalamu 'alaikum Wr. Wb.*

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia Nya sehingga dapat terselesaikannya tugas akhir ini dengan baik. Tidak lupa shalawat serta salam selalu tercurahkan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW dan para keluarga serta sahabat dan umatnya hingga akhir zaman. Amiin. Tugas Akhir ini ditulis sebagai salah satu prasyarat kelulusan sebagai mahasiswa S-1 Teknik Mesin Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Berkenaan dengan tugas akhir yang telah rampung ini, penulis ingin mengucapkan terimakasih kepada seluruh pihak yang telah mdemberikan bantuan dan kerjasamanya, khususnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr.Eng Ir. Prabowo, M.Eng selaku dosen pembimbing yang selalu memberikan arahan, nasehat, dan masukan dalam pengerjaan penelitian Tugas Akhir ini.
2. Bapak Bambang Sudarmanta, bapak Budi Utomo Kukuh Widodo, dan bapak Atok Setiyawan selaku dosen penguji yang telah memberikan saran dan masukan kepada penulis.
3. Bapak Witantyo, selaku dosen wali yang telah memberikan arahan, motivasi, dan bantuan kepada penulis selama masa perkuliahan pada tahap Sarjana.
4. Seluruh dosen serta karyawan di Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS yang telah banyak sekali membantu penulis dalam hal akademis dan hal non akademis.
5. Bapak Melvin, selaku mahasiswa S3 yang telah banyak memberikan arahannya dalam pelaksanaan tugas akhir ini.
6. Seluruh teman-teman anggota laboratorium pendingin dan rekayasa termal: Rini, Arin, Mas Erdien, Alija, Hiro, Aji , Obrain dan lainnya yang telah menjadi partner dan teman selama pengerjaan tugas akhir ini.

7. Ayah, Ibu dan saudara penulis yang senantiasa memberikan dukungan dan doa.
8. Seluruh teman-teman M56 yang selalu menjadi kawan bagi penulis hingga kapanpun.
9. Semua pihak lainnya yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu, berkat keterlibatannya lah penulis dapat mencapai pencapaian sejauh ini.

Penulis menyadari bahwa pada Tugas Akhir ini masih terdapat beberapa kekurangan yang disebabkan oleh keterbatasan kemampuan diri dari penulis. Oleh karena itu dengan segala rasa hormat dan rendah hati penulis mohon masukan dan kritiknya, baik untuk penelitian Tugas Akhir ini ataupun untuk diri penulis sendiri.

Akhir kata, semoga penelitian ini menjadi sesuatu yang berguna bagi seluruh umat manusia dan masyarakat Indonesia khususnya. Aamiin.

*Wassalamu'alaikum Wr. Wb.*

*Surabaya, Juli 2017*

*Penulis*

## DAFTAR ISI

Abstrak.....	i
Abstract.....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
DAFTAR TABEL.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	3
1.3 Tujuan Penelitian .....	3
1.4 Batasan Masalah .....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Batubara .....	5
2.2 Proses Pengeringan .....	6
2.2.1 Proses Pengeringan Secara Eksternal ( Sisi Udara).....	7
2.2.2 Proses Pengeringan Secara Internal.....	14
2.2.3 Karakteristik Pengeringan .....	17
2.3 Fluidized Bed Dryer.....	20
2.4 Penelitian Terdahulu .....	24
2.4.1 <i>Fluidized bed drying of Loy Yang brown coal with variatin of temperature, relative humidity,</i>	

<i>fluidization velocity, and formulation of its drying rate</i> .....	24
2.4.2 Studi Eksperimen Pengaruh Variasi Kecepatan Fludisasi pada <i>Swirling Fluidized Bed Coal Dryer</i> Terhadap Karakteristik Pengeringan Batubara.....	26
2.4.3 Transient 3D Modeling of Swirl Fluidized Bed Coal Drying: The Effect of Different Angles of Guide Vane.....	30
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	33
3.1 Alat Eksperimen .....	33
3.2 Posisi Pengambilan Data .....	36
3.3 Variabel Penelitian.....	36
3.3.1 Variable Bebas.....	37
3.3.2 Variable Terkontrol .....	37
3.4 Peralatan Eksperimen .....	38
3.4.1 Sistem Udara .....	38
3.4.2 Sistem Air.....	39
3.5 Langkah-langkah Penelitian .....	40
3.5.1 Studi Literatur.....	40
3.5.2 Kalibrasi Kecepatan.....	40
3.5.3 Pengambilan Data.....	42
3.6 Tahap Analisa Data.....	44
3.6.1 <i>Moisture content</i> .....	44
3.6.2 <i>Drying rate</i> .....	44
3.6.3 Analisa <i>psychrometric chart</i> .....	45

3.6.4 Analisis Data .....	46
3.7 Lembar Pengambilan Data.....	46
3.8 Diagram Alir Penelitian .....	48
3.9 Diagram Alir Pengambilan Data.....	49
<b>BAB IV PEMBAHASAN.....</b>	<b>53</b>
4.1 Data Hasil Percobaan.....	53
4.2 Contoh Perhitungan .....	53
4.2.1 Perhitungan Luasan Aliran Udara Pengering	54
4.2.2 Kecepatan Minimum Fluidisasi ( $U_{mf}$ ) .....	56
4.2.3 Perhitungan Bilangan Reynolds .....	57
4.2.4 Perhitungan Mass Flow Rate Udara Pengering.....	58
4.2.5 Perhitungan Proses Pengeringan Pada Sisi Udara.....	59
4.2.6 Perhitungan Proses Pengeringan Pada Sisi Batubara.....	61
4.3 Analisa Hasil & Pembahasan Pada Proses Pengeringan dari Sisi Batubara.....	62
4.3.1 Analisa Berat Pengambilan Sampel .....	62
4.3.2 Analisa Moisture Content Batubara .....	63
4.3.3 Analisa Drying Rate dari Sisi Batubara.....	64
4.3.4 Analisa Drying Rate Terhadap Moisture Content .....	66
4.3.5 Analisa Perpindahan Massa pada Sisi Batubara.....	67

4.4 Analisa Hasil & Pembahasan Pada Proses Pengeringan dari Sisi Udara .....	68
4.4.1 Analisa Pada <i>Dry-bulb temperature outlet</i> ....	68
4.4.2 Analisa Pada <i>Relative Humidity Outlet</i> .....	70
4.4.3 Analisa Pada <i>Psychrometric Chart</i> .....	71
4.4.4 Analisa Perpindahan Massa pada Sisi Udara	75
4.5 Validasi Perpindahan Massa Air pada Sisi Udara & Sisi Batubara .....	76
4.6 Analisa Pergerakan Batubara pada <i>Drying Chamber</i> .....	78
<b>BAB V KESIMPULAN</b> .....	83
5.1 Kesimpulan .....	83
5.2 Saran .....	84
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	85
<b>LAMPIRAN</b> .....	87
Gambar A.1 Foto tampak atas <i>bed</i> batubara.....	87
Gambar A.2 Foto tampak samping <i>bed</i> batubara .....	88
Tabel A.1 Lembar data eksperimen udara pengering	90
Tabel A.2 Lembar data eksperimen batubara .....	91
Tabel A.3 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 15.9 m/s.....	92
Tabel A.4 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 21.21 m/s.....	94
Tabel A.5 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 25.61 m/s.....	96

Tabel A.6 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 15.9 m/s.....	98
Tabel A.7 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 21.21 m/s.....	100
Tabel A.8 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 25.61 m/s.....	102
<b>BIODATA PENULIS .....</b>	<b>105</b>

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 <i>Steam tube dryer</i> (Tsukishima Machinery).....	2
Gambar 2. 1 Proses pengeringan pada batubara.....	7
Gambar 2. 2 Macam proses pada <i>psychrometrics chart</i> .....	9
Gambar 2. 3 Berbagai kondisi udara melewati <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> .....	9
Gambar 2. 4 Proses pengeringan pada <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> dalam diagram psikometrik .....	10
Gambar 2. 5 <i>Moisture content</i> pada celah pori pori batubara .....	14
Gambar 2. 6 <i>Equilibrium moisture content</i> beberapa benda pada RH tertentu.....	15
Gambar 2. 7 Komposisi and parameter fisik dari beberapa macam batubara.....	17
Gambar 2. 8 Perubahan laju pengeringan terhadap waktu pengeringan pada suatu kondisi pengeringan tertentu .....	19
Gambar 2. 9 Pengaruh kecepatan fluidisasi terhadap <i>bed</i> dan <i>pressure drop</i> .....	21
Gambar 2. 10 Gaya gaya pada partikel benda padat yang terfluidisasi.....	22
Gambar 2. 11 <i>Free-body diagram</i> dari partikel benda padat .....	23
Gambar 2. 12 Skema <i>fluidized bed dryer</i> (Kim, et al., 2012) .....	25
Gambar 2. 13 (a) <i>Drying rate versus drying time as function of temperature</i> (b) <i>Plots of drying rate by varying relative humidity</i> (c) <i>plots of weight-loss versus drying time by varying fluidization velocity</i> .....	26
Gambar 2. 14 Skema peralatan (Permana, 2016).....	27
Gambar 2. 15 <i>Bed</i> batubara (Permana, 2016) .....	27
Gambar 2. 16 <i>Temperature versus drying time</i> .....	28
Gambar 2. 17 <i>Relative humidity versus drying time</i> .....	28

Gambar 2. 18 <i>Absolute humidity difference between drying time</i> .....	29
Gambar 2. 19 <i>Moisture content versus drying time</i> .....	29
Gambar 2. 20 <i>Pathline</i> udara pengering dengan sudut $10^\circ$	30
Gambar 2. 21 Fraksi massa $H_2O$ di udara pada sudut $10^\circ$ .	31
Gambar 2. 22 <i>Moisture content</i> partikel dengan sudut $10^\circ$	31
Gambar 3. 1 Rangkaian alat <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> .....	33
Gambar 3. 2 Skema peralatan <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> .....	34
Gambar 3. 3 Tampak atas rangkaian alat <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> .....	34
Gambar 3. 4 Drying chamber <i>swirling fluidized bed coal dryer</i> .....	35
Gambar 3. 5 Letak titik ukur pada <i>drying chamber</i> .....	36
Gambar 3. 6 <i>Manometer</i> .....	41
Gambar 3. 7 <i>Pitot tube</i> .....	41
Gambar 3. 8 <i>Psychrometric chart</i> pada tekanan 1 atm .....	45
Gambar 3. 9 Diagram alir penelitian .....	48
Gambar 4. 1 Luas Bidang $A_{bx}$ , $A_a$ , dan $A_b$ .....	55
Gambar 4. 2 Dimensi <i>vane</i> pengarah aliran .....	55
Gambar 4. 3 <i>Free-body diagram</i> partikel batubara.....	56
Gambar 4. 4 Kondisi udara <i>inlet</i> dan <i>outlet</i> menit ke-1 pada $75\% U_{mf}$ .....	60
Gambar 4. 5 Grafik sampel batubara yang diambil terhadap <i>drying time</i> .....	62
Gambar 4. 6 Grafik <i>moisture content</i> batubara terhadap <i>drying rate</i> .....	63
Gambar 4. 7 Grafik <i>drying rate</i> terhadap <i>drying time</i> .....	65
Gambar 4. 8 Grafik <i>drying rate</i> terhadap <i>moisture content</i>	66
Gambar 4. 9 Massa air yang berpindah terhadap <i>drying time</i> pada sisi batubara .....	67

Gambar 4. 10 Massa total perpindahan air.....	68
Gambar 4. 11 Grafik <i>dry-bulb temperature</i> terhadap <i>drying time</i> .....	69
Gambar 4. 12 <i>Relative humidity</i> terhadap <i>drying time</i> .....	70
Gambar 4. 13 Kondisi udara menit ke-1 dari ketiga variasi kecepatan.....	72
Gambar 4. 14 Proses yang dialami oleh udara pada menit ke-1, ke-3, dan ke-6.....	72
Gambar 4. 15 Grafik kondisi <i>outlet</i> udara pengeringan pada beberapa menit pengeringan.....	73
Gambar 4. 16 Grafik $\Delta\omega$ (selisih <i>humidity ratio</i> ) terhadap <i>drying time</i> .....	74
Gambar 4. 17 Grafik massa air yang berpindah terhadap <i>drying time</i> pada sisi udara.....	75
Gambar 4. 18 Grafik <i>mass balance</i> air pada 15.9 m/s .....	77
Gambar 4. 19 Grafik <i>mass balance</i> air pada 21.21 m/s .....	77
Gambar 4. 20 Grafik <i>mass balance</i> air pada 25.61 m/s .....	78
Gambar 4. 21 Tampak atas <i>bed</i> batubara pada menit ke-1	80
Gambar 4. 22 Tampak atas <i>bed</i> batubara pada menit ke-5	80
Gambar 4. 23 Tampak atas <i>bed</i> batubara pada menit ke-18 .....	80
Gambar 4. 24 Foto Tampak samping <i>bed</i> batubara pada menit ke-7 .....	81
Gambar 4. 25 Foto tampak samping <i>bed</i> batubara pada menit ke-10.....	81

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Drying chamber.....	38
Tabel 3. 2 Spesifikasi sentrifugal blower. ....	38
Tabel 3. 3 Spesifikasi heat exchanger. ....	39
Tabel 3. 4 Spesifikasi swirler vane.....	39
Tabel 3. 5 Spesifikasi Voltage Regulator. ....	39
Tabel 3. 6 Tangki air .....	39
Tabel 3. 7 Pompa air.....	40
Tabel 3. 8 Bagan Analisis.....	46
Tabel 3. 9 Lembar pengambilan data .....	46

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

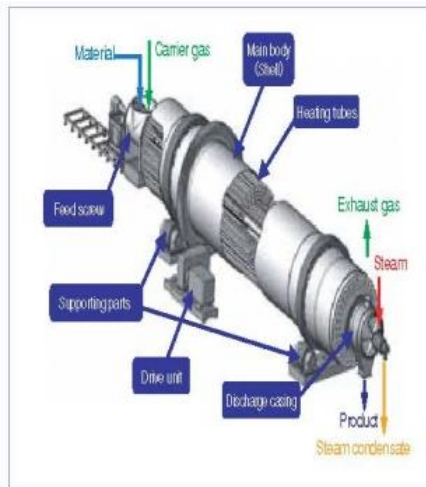
Pada tahun 2015, menurut BP Statistical Review tercatat bahwa penggunaan batu bara dunia menurun sebanyak 1.8 %, penurunan ini didominasi oleh penurunan konsumsi batubara negara Amerika Serikat sebesar 12.7 %, lalu diikuti oleh penurunan konsumsi negara China dengan 1.5%. Bertolak belakang dengan Amerika dan China, Indonesia merupakan salah satu negara dengan kenaikan konsumsi batubara terbesar, yaitu sebanyak 15 % (British Petroleum Company, 2016). Kenaikan tersebut dapat dikarenakan oleh sumberdaya batubara Indonesia yang masih cukup melimpah dibandingkan dengan negara lain. Harga BBM yang relatif lebih mahal juga dapat menjadi salah satu alasan naiknya konsumsi batubara Indonesia.

Berdasarkan proses pembentukan batubara yang dikontrol oleh tekanan, panas, dan waktu, batubara dapat dikelompokkan menjadi 5 kelompok yaitu: antrasit, bituminus, sub-bituminus, lignit, dan gambut. Kelima kelas batubara tersebut telah diurutkan berdasarkan tingginya kualitas pembakaran batubara. Batubara Indonesia unggul dibandingkan dengan negara lain bukan dikarenakan kualitas pembakarannya yang sangat baik, tetapi dikarenakan oleh jumlah produksi batubara negara Indonesia yang besar, harganya yang murah dan letak geografis Indonesia yang strategis atau sebagai *the growing breath of Asia*. Karena kualitas batubara Indonesia yang termasuk dalam batubara kelas menengah kebawah, maka sebenarnya diperlukan suatu perlakuan khusus untuk menaikkan nilai kalor batubara. Oleh karena itu, sejumlah *engineer* terus mengembangkan beberapa metode perlakuan khusus terhadap batubara yang berkualitas rendah tersebut.

Salah satu pengguna terbesar batubara dengan kualitas rendah adalah pembangkit listrik tenaga uap (PLTU). *Boiler* yang merupakan alat utama pengkonversi energi *fossil* menjadi energi *thermal*, seharusnya dioperasikan dengan batubara dengan nilai

kalor yang tinggi. Namun bertolak belakang dengan hal tersebut, umumnya PLTU di Indonesia menggunakan batubara dengan nilai kalor yang rendah. Salah satu metode untuk menaikkan nilai kalor batubara tersebut ialah dengan mengeringkan batubara sebelum dimasukkan ke dalam *boiler*. Namun pada kenyataannya, sebagian besar pembangkit listrik di Indonesia tidak memiliki fasilitas pengeringan batubara.

Terdapat beberapa metode pengeringan batubara yang dapat digunakan pada pembangkit listrik tenaga uap yang sedang dikembangkan belakangan ini, antara lain yaitu *pressurized dewatering*, evaporasi, non-evaporasi, dan pirolisis. Salah satu contoh peralatan yang dapat digunakan adalah *tube dryer*, yaitu alat pengeringan dengan metode pemanasan secara tidak langsung yang ditunjukkan oleh gambar 1.1. *Tube dryer* memanaskan batubara melalui perantara *tube*.



Gambar 1. 1 *Steam tube dryer* (Tsukishima Machinery)

Salah satu penelitian lain tentang pengeringan batu bara dilakukan oleh salah satu perusahaan Amerika Serikat, yaitu Great



River Energy (USA) dengan cara menguapkan kadar air pada batu bara melalui kontak langsung dengan udara panas, yaitu melalui *fluidized bed dryer*. Energi *thermal* untuk mengeringkan batubara didapatkan melalui *waste heat flue gas*, *waste heat* kondensor dll. Dengan penggunaan alat pengering tersebut, PLTU berkapasitas 550 MW di Coal Creek USA mengalami kenaikan efisiensi boiler sebesar 3%, menurunkan Net Unit Heat Rate sebesar 3.3%, menurunkan gas buang SO<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> sebesar 3.3%, serta mengurangi jumlah *make-up water cooling tower* sebesar 2 x 10<sup>5</sup> *galoon/day*.

### 1.2 Rumusan Masalah

Beberapa faktor penting yang mempengaruhi kinerja pengering *swirling fluidized bed coal dryer* adalah sudut *vane* yang digunakan, *inlet temperature* udara pengering, kecepatan & *mass flow* dari udara pengering, dan beban pengeringan. Dengan memvariasikan kecepatan *inlet* dari udara pengering dan menetapkan variabel lainnya, maka perumusan masalah dari penelitian ini adalah:

1. Bagaimana pengaruh kecepatan pada 75%, 100% ,dan 125% dari kecepatan minimum fluidisasi terhadap laju perpindahan panas dan massa antara batubara dan udara pengering.
2. Bagaimana pergerakan partikel batubara pada *swirling fluidized bed coal dryer* tanpa pengaruh aliran berbentuk *cone*.
3. Bagaimana perubahan kondisi pada sisi udara pengering melalui diagram psikometrik selama proses pengeringan.
4. Bagaimana perubahan nilai *drying rate* dan *moisture content* batubara selama proses pengeringan berjalan.

### 1.3 Tujuan Penelitian

Eksperimen ini bertujuan untuk:

1. Mengetahui pengaruh kecepatan pada 75%, 100% ,dan 125% dari kecepatan minimum fluidisasi terhadap laju

perpindahan panas dan massa antara batubara dan udara pengering.

2. Mengetahui pergerakan partikel batubara pada *swirling fluidized bed coal dryer* tanpa pengarah aliran berbentuk *cone*.
3. Mengetahui perubahan kondisi pada sisi udara pengering melalui diagram psikometrik selama proses pengeringan.
4. Mengetahui perubahan nilai *drying rate* dan *moisture content* batubara selama proses pengeringan berjalan.

#### **1.4 Batasan Masalah**

Ruang lingkup penelitian ditentukan oleh batasan-batasan sebagai berikut:

1. Aliran *swirl* pada *coal dryer* didapatkan dengan penggunaan *vane* pengarah aliran dengan sudut  $10^\circ$
2. Beban pengeringan antar variasi kecepatan adalah sama, yaitu 600 gram.
3. Kecepatan minimum fludisasi dihitung berdasarkan anggapan bahwa partikel batubara berbentuk bola dengan diameter 6 mm.
4. *Moisture content* dari seluruh partikel batubara sebelum pengeringan adalah sama.
5. *Properties inlet air heater* adalah sama selama proses pengeringan berlangsung.
6. *Properties* udara dihitung sebagai *moist air* pada tekanan *atmosphere*.
7. Proses pengeringan terjadi secara *steady state*.

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Batubara**

Batubara adalah batuan organik tersedimentasi yang berunsur kimia karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen, sulfur dan elemen mineral lainnya dalam jumlah yang bervariasi. Batubara juga merupakan batuan padat, getas, mudah terbakar yang terbentuk dari dekomposisi tumbuh-tumbuhan dengan bantuan tekanan, dan suhu setelah periode *geologic time* yang cukup lama. Batubara dengan kualitas rendah dinamakan sebagai *lignite* atau sering pula disebut sebagai *brown coal*. Jenis batubara ini banyak digunakan untuk bahan bakar pembangkit listrik tenaga uap.

Kualitas batu bara dapat dianalisis menggunakan 2 cara, yaitu dengan *proximate analysis* atau menggunakan *ultimate analysis*. *Proximate analysis* menganalisa kualitas batubara melalui faktor fisik yang berpengaruh selama proses pembakaran, sedangkan *ultimate analysis* menganalisa kualitas batubara dengan cara mendefinisikan setiap unsur kimia yang terkandung pada batu bara. *Proximate analysis* menentukan kualitas batu bara berdasarkan pada 4 aspek, yaitu (1) *moisture*, yaitu kadar air yang terkandung di dalam batubara; (2) *volatile matter*, terdiri dari fasa-fasa gas dan uap air yang terbentuk dan bergerak keluar dari batubara selama proses *pyrolysis*; (3) *fixed carbon*, unsur karbon yang tidak berubah fasa pada batubara; dan (4) *ash*, residu anorganik yang tersisa setelah pembakaran. Selanjutnya nilai kalor batubara dapat dihitung berdasarkan 2 analisa kualitas diatas.

Nilai kalor merupakan indikasi utama yang menyatakan konten kalor per satuan massa terkandung pada batu bara. Terdapat 2 istilah berbeda dalam mendefinisikan nilai kalor ini, yaitu nilai kalor atas (*higher heating value*) dan nilai kalor bawah (*lower heating value*). Yang membedakan kedua nilai ini merupakan kalor laten yang terjadi selama proses pembakaran. NKA (nilai kalor atas) merupakan nilai kalor batubara pada saat seluruh uap air yang

terbentuk selama proses pembakaran terkondensasi secara menyeluruh, sedangkan NKB (nilai kalor bawah) merupakan nilai kalor batubara pada saat uap air yang terbentuk selama proses pembakaran tidak terkondensasi. Pada kondisi aktual, NKB lebih sering digunakan dibandingkan dengan NKA, karena seringkali ditemukan bahwa NKB lebih mendekati nilai kalor batubara pada saat kondisi aktual yang terpengaruh oleh faktor lingkungan. Nilai NKA disebut juga *laboratory-based heating value*, dan NKB dapat pula disebut *coal-burning facility value*. NKA didapat melalui uji laboratorium, salah satu metode pengujian nilai kalor yang banyak digunakan ialah *test bombcalori meter*. NKB dapat ditemukan dengan menggunakan persamaan 2.1.

$$NKB \left( \frac{kcal}{kg} \right) = 8900 - 138 \times [\text{ash content (wt\%)} + \text{moisture content (\%wt)}] \quad (2.1)$$

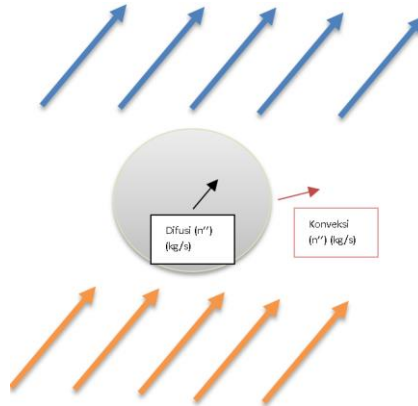
## 2.2 Proses Pengeringan

Ketika suatu benda padat basah dikeringkan secara *vaporization*, maka akan terjadi 2 tahapan pada proses pengeringan tersebut, yaitu:

1. Proses transfer massa dari benda menuju udara pengering, yang mengakibatkan terjadinya penguapan *moisture content* benda padat.
2. Proses difusi dari *internal moisture* menuju permukaan dari benda padat.

*Drying rate* atau laju pengeringan dari suatu benda ditentukan melalui laju dari kedua proses diatas. Proses 1 merupakan proses perpindahan massa air dalam fasa gas, dari permukaan suatu material *solid*. Berjalannya proses 1 sangat bergantung pada kondisi eksternal pengeringan, seperti temperatur, kelembaban udara, *mass flow udara*, luasan kontak antara benda dan udara, dan tekanan. Proses 2 merupakan pergerakan/difusi dari *moisture content* secara internal didalam suatu benda padat. Terdapat beberapa faktor yang mempengaruhi proses ini, antara lain ialah karakteristik alami dari benda, temperatur benda, dan *moisture content* terkandung pada benda padat. Pada suatu proses

pengeringan, salah satu dari kedua proses diatas dapat dominan terhadap proses lainnya ataupun dapat menghambat antar satu sama lain, walaupun dalam prakteknya kedua proses ini akan terjadi secara simultan. Gambar 2.1 Menjelaskan tentang perbedaan antara kedua proses tersebut.



Gambar 2. 1 Proses pengeringan pada batubara

### 2.2.1 Proses Pengeringan Secara Eksternal ( Sisi Udara)

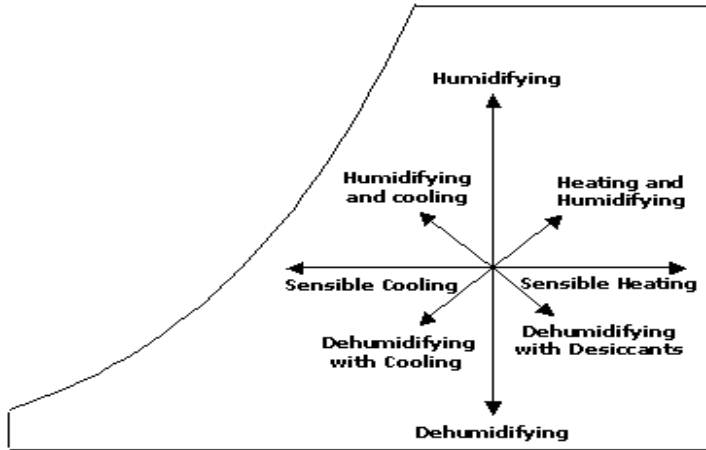
Variabel – variabel eksternal ini sangat berpengaruh pada awal proses pengeringan, yaitu ketika proses penguapan awal dari *moisture content* yang berada pada permukaan benda padat. Proses penguapan berlangsung pada sebuah *film interface*, yaitu lapisan tipis uap air yang terbentuk di sekitar permukaan benda padat akibat dari perbedaan gradien konsentrasi massa yang ada. Udara panas yang melalui batubara akan mengalami kenaikan *humidity ratio* dikarenakan adanya proses perpindahan massa antara batubara dan udara pengering.

#### 2.2.1.1 Psychrometrics

Variabel yang berpengaruh pada proses pengeringan secara eksternal sebagian besar merupakan *properties* dari *psychrometrics chart*, Antara lain ialah:

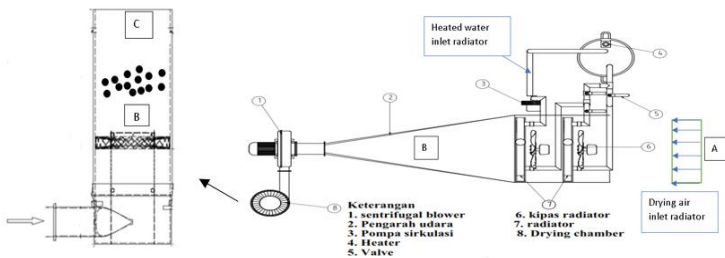
1. *Dry-Bulb Temperature*, adalah temperatur yang terbaca oleh termometer pada *moist air* sekitar.
2. *Wet-Bulb Temperature*, adalah temperatur yang terbaca oleh termometer dengan ujung sensor termometer diberi kapas tipis yang basah. Nilai dari *Wet-bulb temperature* bergantung pada proses perpindahan panas dan massa antara sumbu termometer yang dibasahi dengan *moist air* yang diukur.
3. *Relative humidity*, adalah perbandingan tekanan uap air secara fraksi kejenuhan, atau dengan kata lain, merupakan rasio dari kuantitas uap air pada udara dengan kuantitas uap air maksimal yang dapat terkandung pada udara di suatu *temperature* dan tekanan tertentu. Ketika *relative humidity* mencapai 100%, maka dapat dikatakan bahwa udara tidak dapat lagi menampung lebih banyak uap air, sehingga air tidak dapat menguap pada udara dengan 100% RH. Pada 100% RH, nilai *Wet-bulb temperature* akan sama dengan nilai *dry-bulb temperature*. Pada RH lebih kecil dari 100%, maka nilai *Wet-bulb temperature* akan lebih kecil dari *dry-bulb temperature* & air dapat menguap ke udara.

Beberapa proses perubahan kondisi *moist air* pada diagram psikometrik dapat diilustrasikan pada gambar 2.2. Proses tersebut antara lain ialah, proses *humidifying* dan proses *dehumidifying*. Proses ini terjadi karena perubahan nilai *absolute humidity* ( $\omega$ ) pada diagram psikometrik. Proses ini pula terjadi secara vertikal pada diagram psikometrik (jika terjadi pada nilai *dry-bulb temperature* yang sama). Proses lainnya adalah proses *sensible cooling* dan *sensible heating*. Proses ini terjadi karena penurunan atau kenaikan *dry-bulb temperature* pada udara, proses ini dapat diwakilkan sebagai garis horizontal pada diagram psikometrik (jika *sensible cooling/heating* terjadi tanpa adanya penambahan kandungan uap air pada udara).

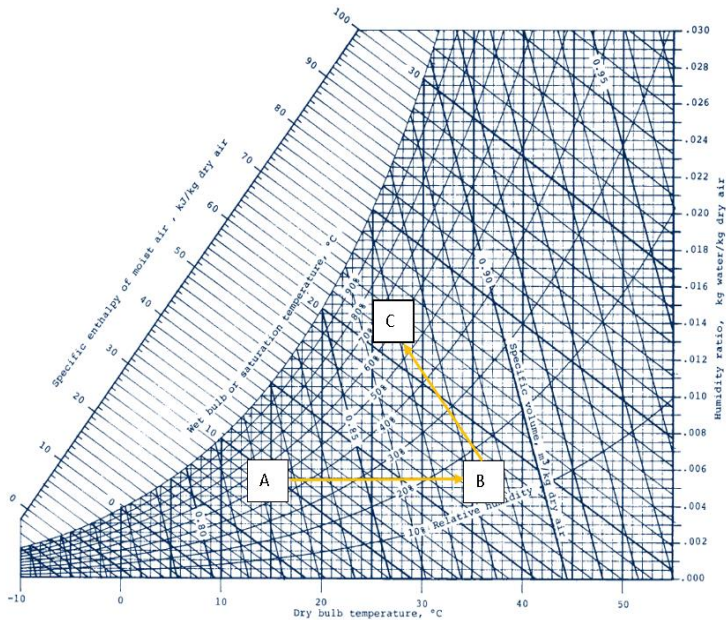


Gambar 2. 2 Macam proses pada *psychrometrics chart*

Sesuai dengan proses-proses yang dijelaskan pada gambar 2.2, maka proses termodinamika yang terjadi pada udara selama melewati alat *swirling fluidized bed coal dryer* dapat ditinjau dalam diagram psikometrik melalui gambar 2.3.



Gambar 2. 3 Berbagai kondisi udara melewati *swirling fluidized bed coal dryer*



Gambar 2. 4 Proses pengeringan pada *swirling fluidized bed coal dryer* dalam diagram psikometrik

Pada gambar 2.3 dan 2.4 , udara diasumsikan berada pada 3 *state* yang berbeda selama melalui alat *swirling fluidized bed coal dryer*. Ketiga *state* tersebut antara lain ialah, *State A* merupakan udara pada kondisi ruang, *state B* merupakan udara pada kondisi setelah dipanaskan oleh *heat exchanger*, dan *state C* merupakan udara pada kondisi *outlet* dari *bed* batubara. Selain itu, udara juga dapat diilustrasikan mengalami 2 proses termodinamika selama melewati alat *swirling fluidized bed coal dryer*. Proses pertama ( $A \rightarrow B$ ) ialah proses *sensible heating*, yaitu proses pemanasan udara tanpa adanya perubahan *absolute humidity*. Secara fisis pada alat, proses ini merupakan keadaan udara sebelum dan setelah melewati *heat exchanger*. Proses kedua ( $B \rightarrow C$ ) ialah proses *humidifying* dan *sensible cooling*. Proses *humidifying* terjadi



karena uap air yang terdapat pada batubara telah menguap menuju udara pengering, dan menaikkan *absolute humidity* udara. Proses ini terjadi karena adanya perbedaan konsentrasi massa uap air yang tinggi antara udara pengering dan partikel batubara. Proses *sensible cooling* terjadi karena adanya perbedaan *temperature* yang cukup tinggi antara permukaan partikel batubara dan udara pengering.

### 2.2.1.2 Aspek Perpindahan Panas

Perpindahan panas dan massa secara eksternal terjadi pada permukaan batubara dan udara. Pengeringan eksternal tersebut dapat diasumsikan terjadi secara konveksi, karena perpindahan panas terjadi pada *medium solid* dengan *moving fluid*. Dengan mengasumsikan bentuk batubara sebagai bola, maka dapat digunakan korelasi Whitaker pada persamaan 2.2 hingga persamaan 2.4 untuk mendapatkan nilai laju perpindahan panas yang terjadi.

$$Nu_D = 2 + (0.4Re_D^{1/2} + 0.06Re_D^{2/3}) \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{1/4} \quad 2.2$$

$$Nu = \frac{h \cdot L}{k_f} \quad 2.3$$

$$q = h \cdot A \cdot (T_\infty - T_s) \quad 2.4$$

Dengan:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

$$Pr = \frac{c_p}{k} = \frac{v}{\alpha}$$

**Re** adalah bilangan tak berdimensi yang membandingkan gaya inersia dan gaya *viscous*

**Pr** adalah bilangan tak berdimensi yang membandingkan momentum dan *thermal diffusivity*.

$\rho$  adalah massa jenis dari udara pengering ( $\text{kg/m}^3$ )

$V$  adalah kecepatan inlet fluidisasi ( $\text{m/s}$ )

$D$  adalah diameter batubara ( $\text{m}$ )

$\mu$  adalah *absolute viscosity* udara pengering ( $\text{N.s/m}^2$ )

$K_f$  adalah nilai konduktivitas pada film air ( $\text{W/m.K}$ )

$Nu$  adalah bilangan tak berdimensi yang membandingkan konveksi dan konduksi

$T_\infty$  adalah temperatur *moving fluid* ( $\text{K}$ )

$T_s$  adalah temperatur permukaan benda padat ( $\text{K}$ )

$h$  adalah koefisien konveksi ( $\text{W/m}^2.\text{K}$ )

$q$  adalah laju perpindahan panas ( $\text{W}$ )

Berdasarkan persamaan 2.2 hingga 2.4, dapat diketahui bahwa dengan memvariasikan kecepatan fluidisasi maka akan didapatkan laju perpindahan panas yang berbeda-beda. Kecepatan fluidisasi berbanding lurus dengan laju perpindahan panas, yaitu dengan pertambahan besar kecepatan fluidisasi maka nilai Reynolds number ( $Re$ ) dan Nusselt number ( $Nu$ ) pun akan semakin membesar. Besar laju perpindahan panas dan koefisien konveksi merupakan 2 hal utama pada analisa perpindahan panas secara eksternal, terutama pengaruh dari variasi kecepatan inlet pada *fluidized bed*.

### 2.2.1.3 Aspek Perpindahan Massa

Perpindahan massa merupakan salah satu aspek yang penting pada seluruh proses pengeringan. Perpindahan massa secara eksternal terjadi akibat penguapan *moisture content* yang berada pada permukaan batubara. Dengan mengasumsikan bentuk batubara sebagai bola, maka digunakan korelasi Whitaker pada

persamaan 2.5 untuk mendapatkan laju perpindahan massa maupun koefisien perpindahan massa yang terjadi.

$$Sh_D = 2 + \left(0.4Re_D^{1/2} + 0.06Re_D^{2/3}\right) \cdot Sc^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{1/4} \quad 2.5$$

$$Sh = \frac{hm \cdot L}{D_{AB}} \quad 2.6$$

$$n''_A = h_m \cdot (\rho_{A,S} - \rho_{A,m}) \quad 2.7$$

Dengan:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

$$Sc = \frac{v}{D_{AB}}$$

Sc adalah rasio antara momentum dan *mass diffusivities*

Sh adalah bilangan tak berdimensi untuk gradien konsentrasi pada permukaan

$\rho_{A,S}$  adalah massa jenis pada permukaan benda padat ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_{A,m}$  adalah massa jenis pada fluida ( $\text{kg/m}^3$ )

$h_m$  adalah koefisien perpindahan massa (m/s)

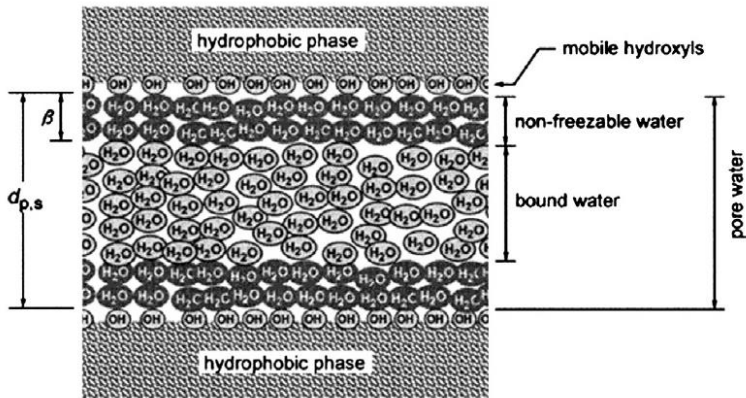
$n''_A$  adalah laju perpindahan massa

Besarnya perpindahan massa ( $n''_A$ ) pada suatu permukaan solid sangat dipengaruhi oleh koefisien perpindahan massa dan perbedaan konsentrasi antara kedua medium. Nilai koefisien perpindahan massa merupakan fungsi dari bilangan Reynolds dan bilangan Schmidt, sehingga secara tidak langsung perpindahan massa sangat dipengaruhi oleh gaya inersia dari fluida tersebut.

Oleh karena itu, laju perpindahan massa dari batubara menuju udara akan semakin membesar seiring dengan kenaikan kecepatan fluidisasi

### 2.2.2 Proses Pengeringan Secara Internal

Proses kedua merupakan proses pengeringan yang terjadi di dalam batubara. Proses ini terjadi secara difusi, yaitu dengan Bergeraknya *moisture content* dari dalam batubara menuju permukaan batubara. Sejumlah air yang terperangkap pada celah pori-pori batu bara digambarkan pada gambar 2.4.



Gambar 2. 5 *Moisture content* pada celah pori-pori batubara

Persamaan laju difusi massa atau yang dikenal sebagai *Fick's law*, berlaku pada proses perpindahan massa uap air pada binary mixture batubara dan uap air. Persamaan ini dituliskan pada persamaan 2.8.

$$\dot{m}_A'' = -\rho \times D_{AB} \times \Delta m_A \quad 2.8$$

Dengan:

$\dot{m}_A''$  adalah *diffusive mass flux* dari zat A (kg/s.m<sup>2</sup>)

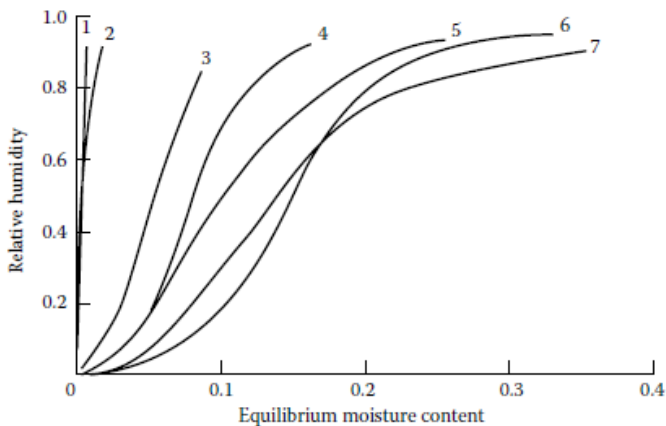
$\rho$  adalah mixture mass density ( $\text{kg/m}^3$ )

$D_{AB}$  adalah *binary diffusion coefficient or mass diffusivity*

$\Delta m_A$  adalah gradien/perbedaan fraksi massa zat A

### 2.2.2.1 Moisture Content

Uap air (*moisture*) yang terkandung pada benda padat memiliki tekanan parsial yang berbeda dengan tekanan parsial udara sekitar. Tekanan *moisture* tersebut bergantung pada sifat dari *moisture* pada benda padat, sifat alami benda, dan temperatur. Ketika suatu benda basah dialiri oleh udara (*fresh air*), maka benda tersebut akan mengalami pengeringan atau dengan kata lain benda tersebut akan kehilangan *moisture*-nya secara terus menerus.



Gambar 2. 6 *Equilibrium moisture content* beberapa benda pada RH tertentu

Proses pengeringan ini akan terus berlanjut hingga tekanan uap dari *moisture* pada benda sama dengan tekanan parsial uap air pada udara (*moist air*). Suatu benda basah dapat dikatakan memiliki *equilibrium moisture content* ketika benda basah tersebut sudah tidak lagi dapat mengalami penurunan *moisture content* ketika

dipaparkan oleh udara (*moist air*) dengan nilai *relative humidity* tertentu, tetapi seyogyanya penurunan *moisture content* tetap dapat dicapai kembali ketika benda basah tersebut dialiri oleh udara dengan *relative humidity* yang lebih rendah. Untuk beberapa macam benda, hubungan antara *equilibrium moisture content* dan *relative humidity* ditunjukkan oleh gambar 2.6.

*Moisture content* pada suatu benda solid dapat dibedakan menjadi 3, yaitu

1. *Nonhygroscopic capillary-porous media*
2. *Hygroscopic-porous media*
3. *Colloidal (nonporous) media*

*Colloidal (nonporous) media* digolongkan sebagai benda padat yang tidak berpori / memiliki pori yang sangat minim, benda padat pada golongan ini hanya dapat mengandung cairan pada bagian permukaannya saja. *Nonhygroscopic capillary-porous media* yaitu benda yang tersusun dengan memiliki ruang pori-pori kecil, benda ini hanya dapat terisi oleh cairan ketika benar benar kering. *Hygroscopic-porous media* yaitu benda yang memiliki pori-pori berukuran besar sehingga sangat memungkinkan bagi cairan untuk dapat terikat pada di dalam benda *hygroscopic-porous media*. *Hygroscopic-porous media* seringkali mengalami penyusutan (*shrinkage*) ketika dilakukan pengeringan pada kondisi tertentu. Batubara merupakan salah satu contoh dari *Hygroscopic-porous media*.

*Moisture content* pada suatu solid tidak didefinisikan dalam bentuk *volume ratio*, tetapi seringkali didefinisikan dalam bentuk rasio berat. *Wet basis moisture content*, yaitu perbandingan antara berat air terkandung dengan berat benda pada saat basah. *Moisture content* pada batubara bervariasi nilainya, bergantung pada jenis dari batubara tersebut. Pada umumnya untuk batubara jenis *lignite* di Indonesia, *moisture content* ialah 30%. Beberapa jenis batubara yang diklasifikasikan dalam beberapa parameter fisik ditunjukkan oleh gambar 2.7

	Anthracite	Bituminous	Subbituminous	Lignite
Moisture (%)	3–6	2–15	10–25	25–45
Volatile matter (%)	2–12	15–45	28–45	24–32
Fixed carbon (%)	75–85	50–70	30–57	25–30
Ash (%)	4–15	4–15	3–10	3–15
Sulfur (%)	0.5–2.5	0.5–6	0.3–1.5	0.3–2.5
Hydrogen (%)	1.5–3.5	4.5–6	5.5–6.5	6–7.5
Carbon (%)	75–85	65–80	55–70	35–45
Nitrogen (%)	0.5–1	0.5–2.5	0.8–1.5	0.6–1.0
Oxygen (%)	5.5–9	4.5–10	15–30	38–48
Btu/lb	12,000–13,500	12,000–14,500	7500–10,000	6000–7500
Density (g/mL)	1.35–1.70	1.28–1.35	1.35–1.40	1.40–1.45

Gambar 2. 7 Komposisi and parameter fisik dari beberapa macam batubara

### 2.2.3 Karakteristik Pengeringan

Pengeringan suatu *moisture content* pada suatu benda padat dapat berlangsung menggunakan 2 metode, yaitu dengan evaporasi (*evaporation*) atau dengan vapisasi (*vaporization*). Pengeringan secara evaporasi terjadi dengan mengkondisikan tekanan uap air pada permukaan suatu benda padat sama dengan tekanan atmosfer. Metode ini dilakukan dengan menaikkan temperatur dari air pada benda padat hingga ke temperature didihnya. Untuk beberapa material yang sensitif terhadap temperatur yang tinggi, dapat dikondisikan dengan menurunkan tekanan pengeringan (*vacuum evaporation*). Metode ini digunakan pada alat pengering jenis *roller dryers*.

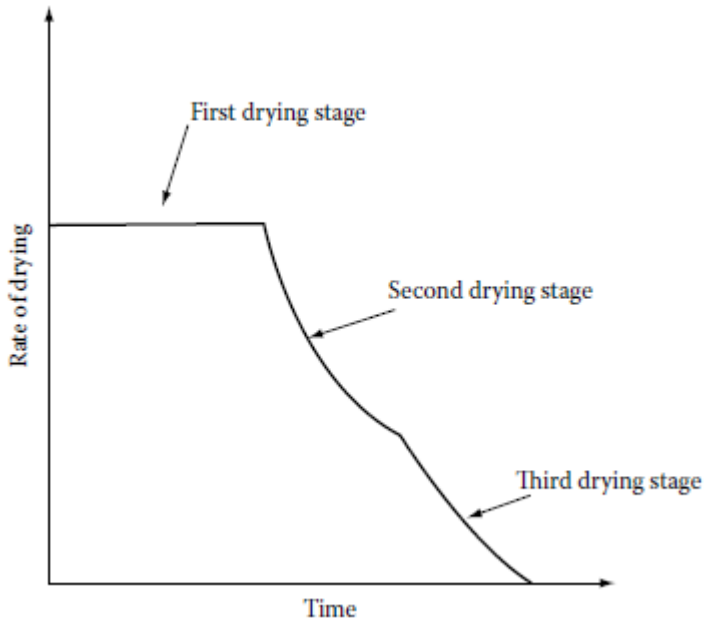
Metode ke 2 ialah dengan cara vapisasi. Metode ini dilakukan dengan menggunakan prinsip perpindahan panas dan massa secara konveksi. Proses pengeringan tercapai dengan mengalir benda padat dengan udara panas, sehingga secara tidak langsung udara panas akan mengalami proses pendinginan dan kandungan air pada benda padat akan berpindah menuju udara. Pada metode vapisasi, tekanan parsial uap air jenuh pada benda padat akan lebih besar dibanding dari tekanan parsial uap air di atmosphere.

Kinerja suatu proses pengeringan dapat ditinjau dengan menentukan banyaknya *moisture content* yang hilang sebagai fungsi dari waktu pengeringan. Gambar 2.8 kurang lebih menunjukkan sifat dari kurva *drying rate* untuk beberapa material *hygroscopic* dengan kondisi tertentu. Umumnya seluruh benda padat memiliki kecenderungan *drying rate* yang berbeda beda satu sama lain, bergantung pada besar kecilnya nilai *moisture content*. Pada gambar 2.8 ditunjukkan bahwa proses pengeringan awal pada suatu benda padat akan cenderung untuk memiliki laju pengeringan yang konstan.

Pengeringan pada tahap pertama merupakan proses pengeringan *free moisture* yang terdapat pada permukaan benda padat. Laju dari pengeringan pada tahap pertama ini ditentukan oleh laju difusi uap air pada *film interface* (lapisan cair jenuh pada permukaan benda padat). Hingga penghujung tahap pertama, proses perpindahan massa uap air dari dalam benda solid menuju permukaan akan terjadi akibat gaya kapilaritas. Tetapi proses pengeringan tahap pertama ini hanya terjadi jika terdapat penumpukkan massa air pada *interface film* dan pengeringan terjadi tanpa menimbulkan *spot* kering pada permukaan benda padat. Pada beberapa proses pengeringan, *first drying stage* ini tidak tampak atau berlangsung sangat cepat karena timbulnya *spot* kering pada menit-menit awal pengeringan akibat dari cepat nya perpindahan massa secara konveksi.

Tahap pengeringan kedua/*second drying stage* pada gambar 2.8 mulai terjadi ketika *moisture content* yang terkandung dalam batubara telah mencapai nilai kritisnya. Nilai kritis dari kandungan *moisture content* ini ditandai dengan munculnya *spot* kering pada permukaan batubara yang sebelumnya diselimuti oleh *interface film*. Oleh karena itu *drying rate* pada tahap kedua akan mengalami penurunan dibandingkan dengan tahap pertama, walaupun laju penguapan *air* tetap sama pada setiap satuan luas *interface film*. Tahap kedua berakhir ketika seluruh *interface film* pada permukaan mengering.





Gambar 2. 8 Perubahan laju pengeringan terhadap waktu pengeringan pada suatu kondisi pengeringan tertentu

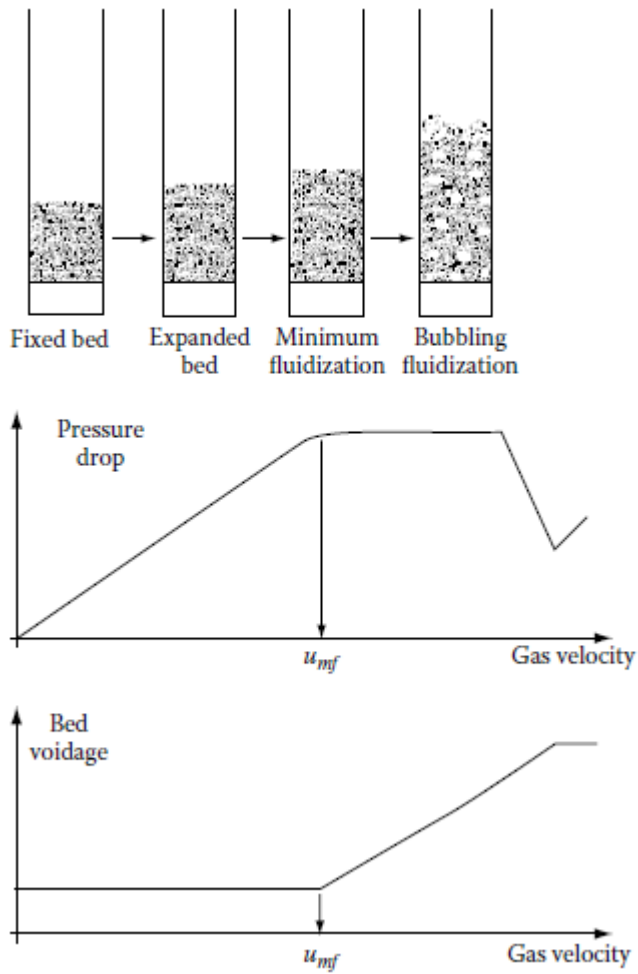
Tahap pengeringan ketiga atau *third drying stage* pada gambar 2.8 dimulai ketika proses pengeringan hanya di kontrol oleh besarnya laju perpindahan massa secara difusi didalam batubara. Proses perpindahan massa ini terjadi akibat dari adanya perbedaan gradien konsentrasi yang besar antara bagian dalam benda padat dan bagian permukaan benda padat. Besarnya laju perpindahan panas akan membatasi proses difusi air pada tahapan ketiga ini, karena laju difusi air akan sangat bergantung pula pada gradien temperatur pada spesimen batubara. Seiring dengan proses pengeringan, *moisture content* akan terus menurun lebih cepat dibandingkan dengan pada awal pengeringan tahap ketiga. Penurunan *moisture content* akan terus berlangsung hingga mencapai *equilibrium moisture content* (*moisture content* terendah

pengeringan yang dapat dicapai suatu benda padat pada nilai *relative humidity & temperature* udara tertentu).

### 2.3 Fluidized Bed Dryer

Fludisasi (*fluidization*) dapat diartikan sebagai suatu proses dimana partikel partikel solid menyerupai bentuk seperti fluida (*fluid-like state*) dikarenakan adanya kontak dengan *gas* atau *liquid*. Pada keadaan ini partikel benda padat seperti mengambang pada kondisi setimbang didalam fluida. Secara kesetimbangan gaya-gaya, partikel benda padat ditarik oleh gaya gravitasi dan diimbangi oleh gaya *drag* yang berasal dari aliran fluida yang berlawanan arah. Ketika fluida gas dialirkan ke arah atas dari dari *bed* dengan *flow rate* yang sangat rendah, maka fluida akan mengalir melewati ruang ruang antar partikel solid tanpa adanya pergerakan berarti, seperti yang ditunjukkan pada gambar 4.1. Keadaan pengeringan ini dinamakan *fixed bed*. Seiring dengan kenaikan kecepatan, partikel solid akan lebih aktif dan bergetar terhadap suatu daerah tertentu. Kondisi ini dimanakan *expanded bed*.

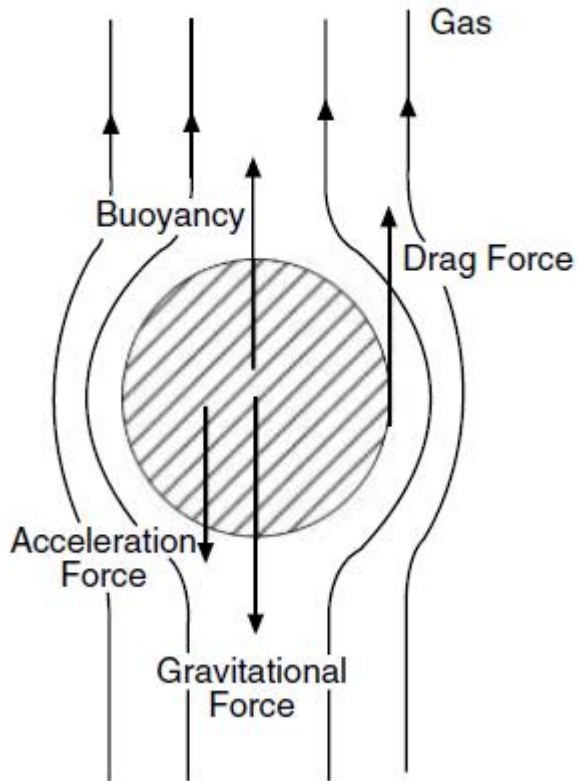
Ketika gaya *drag* dari aliran fluida pengering cukup untuk mengimbangi gaya berat dari seluruh partikel solid, maka *bed* dari partikel solid ini dapat digolongkan sebagai *fluidized* atau dengan kata lain *minimum fluidization*. Pada kondisi ini *pressure drop* di seluruh daerah dari *fluidized bed* akan sama dengan penjumlahan dari berat fluida. Jika kecepatan fluida dinaikkan kembali, maka akan terjadi *bubbling* pada *bed* diakibatkan oleh ketidakstabilan dari resultan gaya yang bekerja pada tiap partikel. Keadaan ini dinamakan *bubbling fluidized bed*. Perlu diingat bahwa pada kondisi ini *bed* tidak akan jauh berbeda pengembangannya dibandingkan dengan *minimum fluidization*. Beberapa *bed* pengeringan tersebut digambarkan pada gambar 2.9 beserta pengaruh kecepatan fluidisasinya terhadap *pressure drop* dan *bed voidage*.



Gambar 2. 9 Pengaruh kecepatan fluidisasi terhadap *bed* dan *pressure drop*

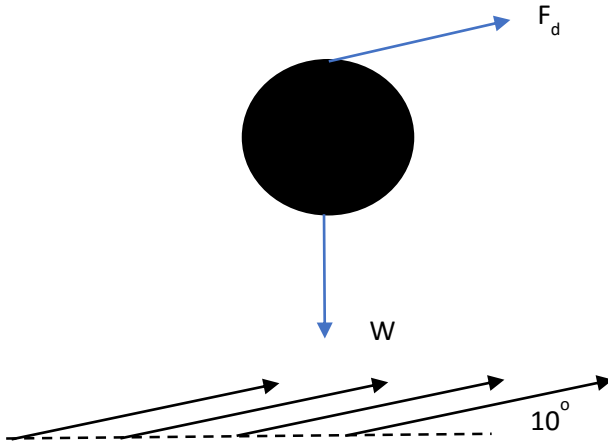
Gambar 2.9 menunjukkan bahwa kenaikan kecepatan fluidisasi akan menyebabkan kenaikan *pressure drop* secara linier hingga

mencapai kondisi fluidisasi minimum. Untuk menentukan kecepatan minimum fluidisasi dapat didekati dengan memperhitungkan persamaan kesetimbangan gaya pada suatu partikel benda padat. Gambar 2.10 menunjukkan gaya-gaya yang bekerja pada partikel solid selama proses pengeringan.



Gambar 2. 10 Gaya-gaya pada partikel benda padat yang terfluidisasi

Secara matematis persamaan kesetimbangan gaya pada sumbu y dapat digunakan untuk menentukan kecepatan minimum fluidisasi dari sejumlah partikel benda padat. Persamaan 2.9 hingga 2.12 merumuskan kesetimbangan gaya pada *free-body diagram* dari gambar 2.11



Gambar 2. 11 *Free-body diagram* dari partikel benda padat

$$\sum F_y = 0 \quad 2.9$$

$$F_d + F_B - W = 0 \quad 2.10$$

$$\frac{1}{2} Cd \rho_{udara} V^2 A \sin \theta = \rho_{batubara} \forall g \quad 2.11$$

$$V = \sqrt{\frac{2 \rho_{batubara} \forall g}{Cd \rho_{udara} A \sin \theta}} \quad 2.12$$

## 2.4 Penelitian Terdahulu

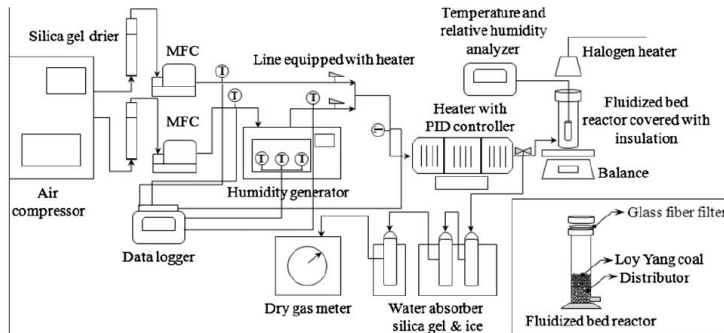
### 2.4.1 *Fluidized bed drying of Loy Yang brown coal with variation of temperature, relative humidity, fluidization velocity, and formulation of its drying rate*

(Kim, et al., 2012) dalam penelitiannya yang berjudul “*Fluidized bed drying of Loy Yang brown coal with variation of temperature, relative humidity, fluidization velocity and its drying rate*” memaparkan pengaruh temperatur, *relative humidity*, dan kecepatan fluidisasi terhadap kurva laju pengeringan batubara jenis Loy Yang *brown coal*. Loy Yang *brown coal* merupakan salah satu batubara yang banyak diproduksi oleh negara Australia diketahui memiliki tingkat *moisture content* yang tinggi.

Penelitian ini bertujuan untuk dapat membedakan efek yang terjadi pada *drying rate* batubara dengan memvariasikan 3 variabel udara pada proses pengeringan, yaitu temperatur pada 40-80°C, *relative humidity* pada 0-40%, dan kecepatan fluidisasi pada 10 - 35 cm/s. Untuk menyederhanakan & memperkecil *error* akibat perhitungan, laju pengeringan dihitung dengan menggunakan persamaan  $dw/dt = -k(1 - X)^n$ , dengan X adalah *drying fraction*, *k* adalah *drying rate constant*, *n* adalah *drying rate order*. Variabel *n* ditentukan secara empiris bernilai 0.25 (independen terhadap temperatur, %RH, & kecepatan fluidisasi). Sedangkan konstanta *k* dependen secara linier terhadap temperatur, %RH, & kecepatan fluidisasi. Melalui penelitian diketahui bahwa nilai *k* berbanding lurus terhadap kenaikan temperatur & kecepatan fluidisasi, dan berbanding terbalik terhadap nilai *relative humidity*.

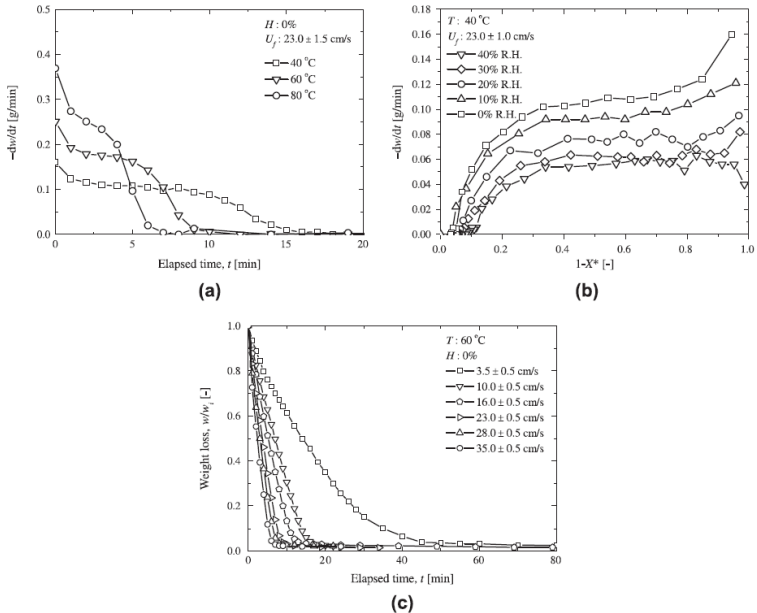
Skema pengeringan oleh (Kim, et al., 2012) ditunjukkan pada gambar 2.12, *bed* pengering memiliki tinggi 200 mm dan diameter 22 mm. *Bubbling gas* di injeksikan pada sisi-sisi *bed* dengan bola alumina sebagai media pendistribusi. Variabel temperatur dan *relative humidity* dikondisikan dengan menggunakan *PID-adjusted constant-temperature bath* dan *electric furnace*. Sampel batubara hasil pengeringan ditimbang *in situ* dan dikeringkan

secara total setelahnya dengan pemanasan pada suhu  $105^{\circ}\text{C}$  selama 3 jam dengan dialirkan aliran konstan gas  $\text{N}_2$ .



Gambar 2. 12 Skema *fluidized bed dryer* (Kim, et al., 2012)

Hasil penelitian dijelaskan melalui grafik yang menghubungkan antara *drying rate* dan ketiga variabel variasi, pada gambar 2.13. *Drying rate* yang tercepat ditunjukkan pada temperature yang tinggi, *relative humidity* yang rendah, dan kecepatan fludisasi yang tinggi. Gambar 2.13 (a) menunjukkan bahwa terdapat suatu nilai *drying rate* kritis, yaitu nilai *drying rate* sebelum terjadinya penurunan drastis setelah waktu pengeringan tertentu pada gambar temperature udara pengering bernilai  $40^{\circ}\text{C}$ ,  $60^{\circ}\text{C}$ , dan  $80^{\circ}\text{C}$ . Temperatur udara  $40^{\circ}\text{C}$  membutuhkan waktu pengeringan yang lebih lama untuk mencapai *drying rate* kritis nya dibandingkan pada temperatur  $60^{\circ}\text{C}$  dan  $80^{\circ}\text{C}$ . Gambar 2.13 (c) menunjukkan bahwa pengeringan dengan kecepatan  $3.5\text{ cm/s}$  membutuhkan waktu yang jauh lebih lama untuk mencapai nilai *moisture content* yang sama dibandingkan dengan pada kecepatan  $10\text{ cm/s}$ . Namun pada beberapa nilai kecepatan tertentu, perbedaan waktu untuk mencapai *moisture content* yang sama tidak akan jauh berbeda satu sama lain, seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.13 (c) *trendline* kecepatan  $28\text{ cm/s}$  dan kecepatan  $35\text{ cm/s}$ .



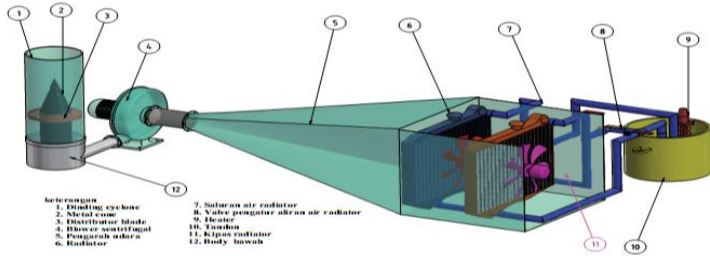
Gambar 2. 13 (a) Drying rate versus drying time as function of temperature (b) Plots of drying rate by varying relative humidity (c) plots of weight-loss versus drying time by varying fluidization velocity

## 2.4.2 Studi Eksperimen Pengaruh Variasi Kecepatan Fludisasi pada *Swirling Fluidized Bed Coal Dryer* Terhadap Karakteristik Pengeringan Batubara

(Permana, 2016) melakukan penelitian pengeringan pada batubara jenis *lignite* dengan metode *Swirling Fluidized Bed* menggunakan pengarah aliran pada *bed* pengeringan yang berbentuk *cone*. Skema peralatan pada penelitian ini ditunjukkan pada gambar 2.14. Udara yang telah dipanaskan oleh *heat exchanger*, dihembuskan dari vane pengarah aliran dengan kemiringan  $20^\circ\text{C}$  melewati *bed* batubara. Laju pengeringan pada batu bara didapatkan dengan mengolah data yang berupa temperatur dan *relative humidity* pada titik inlet dan outlet *fluidized*

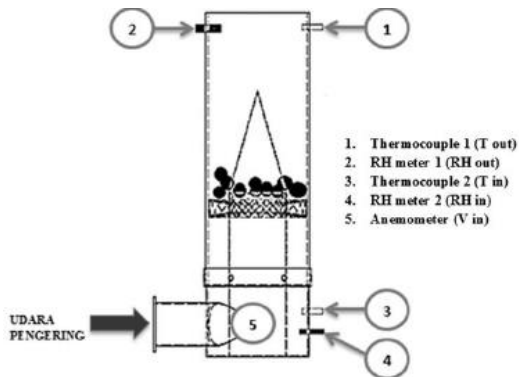


*bed*. Gambar 2.15 menjelaskan penempatan dari setiap titik pengambilan data pada *bed* batubara.

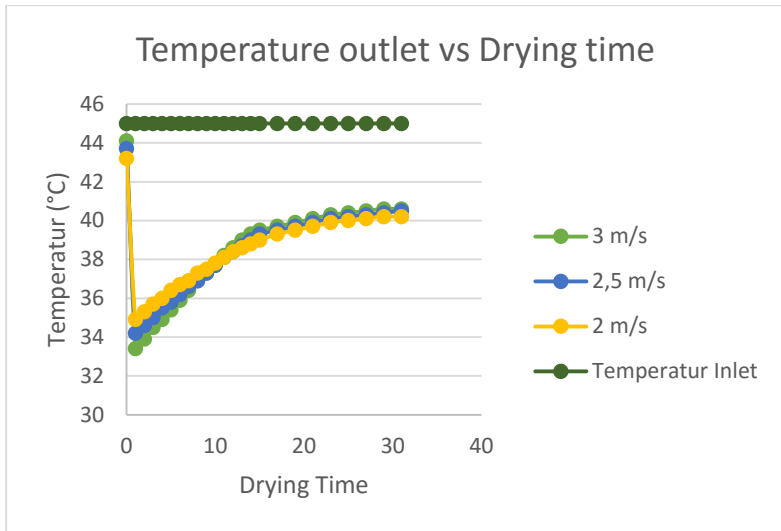


Gambar 2. 14 Skema peralatan (Permana, 2016).

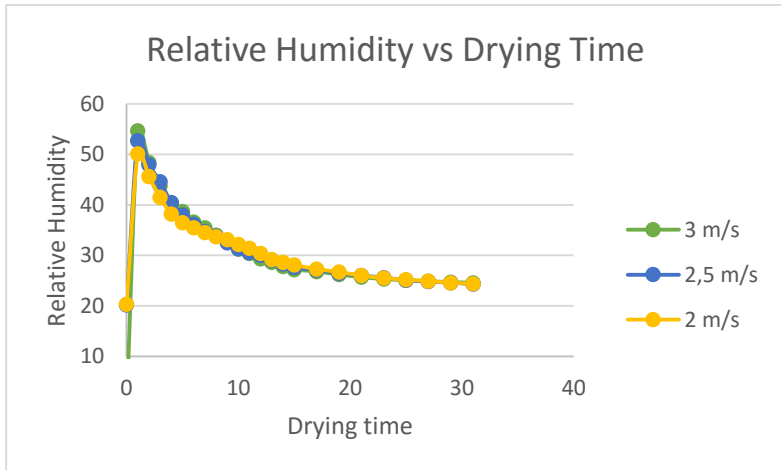
Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mengetahui pengaruh perubahan kecepatan fluidisasi pada 100%, 125%, dan 150% dari kecepatan fluidisasi. Pada masing masing variasi tersebut batubara akan dikeringkan pada *bed* yang memiliki suatu pengarah aliran berbentuk kerucut seperti pada gambar 2.15. Pengaruh dari kecepatan fluidisasi pada aliran swirl akan diamati terhadap *drying rate, moisture content, relative humidity, dan temperature*. Hasil penelitian digambarkan pada gambar 2.16.



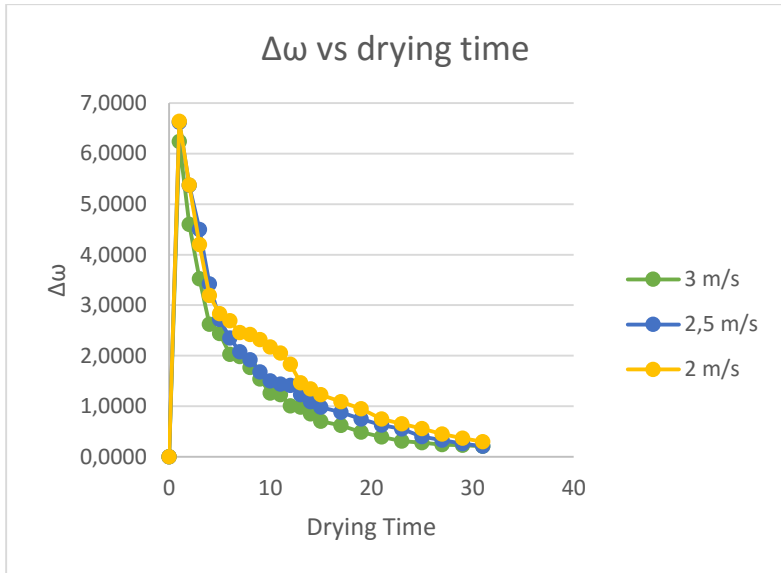
Gambar 2. 15 *Bed* batubara (Permana, 2016)



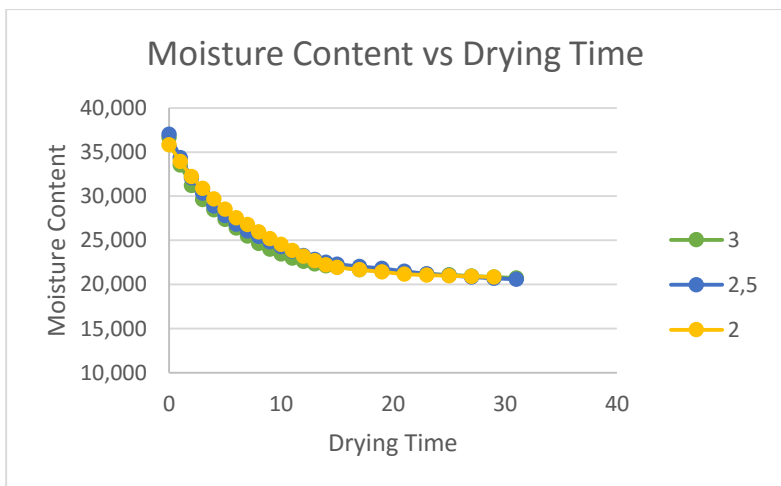
Gambar 2. 16 Temperature versus drying time



Gambar 2. 17 Relative humidity versus drying time



*Gambar 2. 18 Absolute humidity difference between drying time*

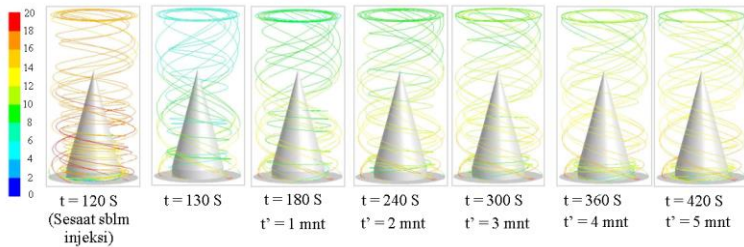


*Gambar 2. 19 Moisture content versus drying time*

Gambar 2.16 hingga 2.19 menunjukkan bahwa temperatur, *relative humidity*, *moisture content*, dan  $\Delta\omega$  akan konstan setelah waktu pengeringan tertentu. Pada setiap variasi kecepatan udara didapatkan kecenderungan masing masing kecepatan terhadap *temperature outlet*, *relative humidity*, *moisture content*, dan  $\Delta\omega$ .

### 2.4.3 Transient 3D Modeling of Swirl Fluidized Bed Coal Drying: The Effect of Different Angles of Guide Vane

Pathline udara pengering ( $\alpha=10^\circ$ )

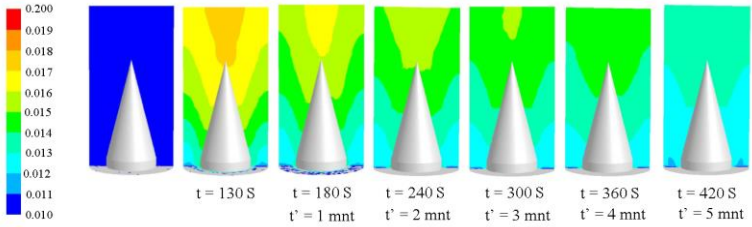


Gambar 2. 20 Pathline udara pengering dengan sudut  $10^\circ$

Simulasi numerik dengan metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD) melalui *Software* Fluent dan Gambit dilakukan oleh (Simanjuntak, Prabowo, Ichسانی, & Widodo, 2016) pada alat *Swirling Fluidized Bed Coal Dryer* dengan adanya pengarah aliran berbentuk *cone* pada *bed* pengeringan. Gambar 2.22 menunjukkan sesuatu hal menarik pada hasil simulasi numerik, yaitu partikel batubara cenderung terdistribusi secara merata pada seluruh *bed* dari *coal dryer* selama proses pengeringan dengan nilai *moisture content* yang berubah setiap waktunya. Gambar 2.20 menunjukkan lintasan gerak dari setiap partikel udara pengering yang berputar-putar (*swirl*), hal yang menarik pada gambar 2.20 ialah pada daerah *cone* terdapat *pathline* yang cenderung cukup rapat pada daerah dekat *cone*. Gambar 2.21 menunjukkan fraksi massa  $H_2O$  atau *absolute humidity* udara per setiap satuan waktu pengeringan. Terlihat pada gambar 2.21 bahwa distribusi *absolute humidity*

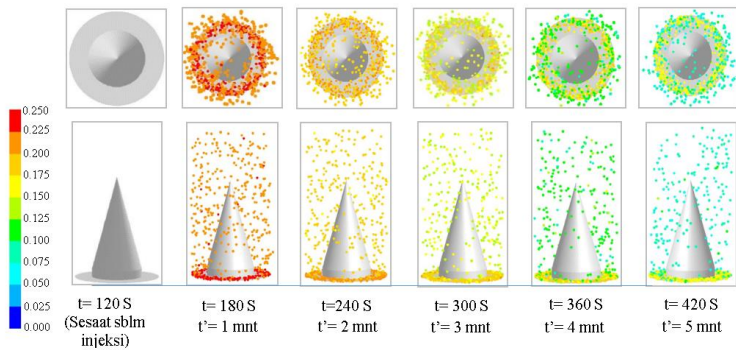
udara memiliki nilai rata-rata yang tertinggi pada waktu sesaat setelah batubara dimasukkan dan berkurang secara bertahap di menit berikutnya.

Fraksi Massa  $H_2O$  di udara ( $\alpha=10^0$ )



Gambar 2. 21 Fraksi massa  $H_2O$  di udara pada sudut  $10^\circ$

Moisture Content Particle ( $\alpha=10^0$ )



Gambar 2. 22 *Moisture content* partikel dengan sudut  $10^\circ$

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

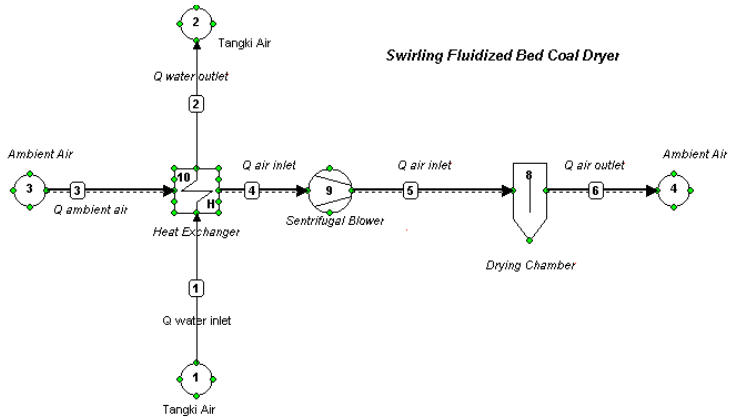
## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Alat Eksperimen

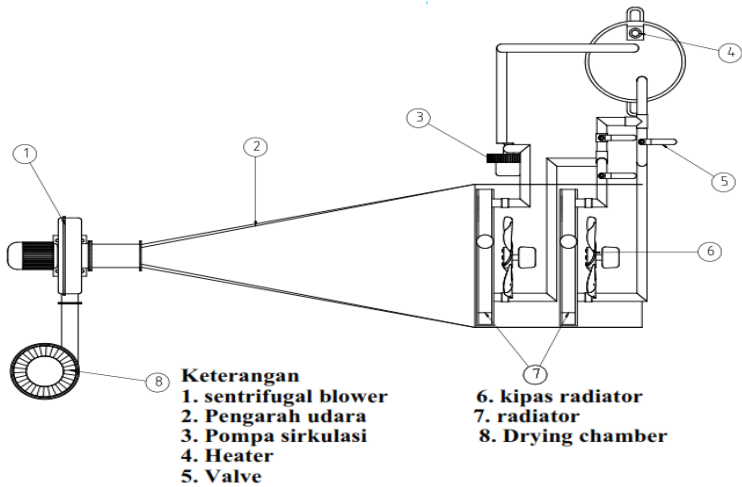
Skema dan alur pada penelitian ini dilakukan berbasis pada penelitian (Permana, 2016). Desain alat pengering didesain berbeda dengan yang dilakukan oleh (Permana, 2016), *bed* pada penelitian tidak dilengkapi oleh kerucut (*cone*) yang berguna sebagai pengarah aliran udara pengering. Hal ini dilakukan dengan menaikkan posisi *vane* dari posisi sebelumnya. Rangkaian alat ini didesain untuk mengeringkan batubara dengan udara yang berperan sebagai media pengering. Batubara yang akan dikeringkan terlebih dahulu dipecahkan menjadi bentuk granular dengan diameter rata-rata sebesar  $\pm 6$  mm, yang dianggap mendekati dari dimensi batubara yang telah dipecahkan oleh *pulverizer* pada pembangkit listrik tenaga uap sesungguhnya. Gambar 3.1 menunjukkan rangkaian alat *swirling fluidized bed coal dryer* yang digunakan pada penelitian ini. Sedangkan gambar 3.2 dan gambar 3.3 menunjukkan skema utama peralatan *swirling fluidized bed coal dryer*.



Gambar 3. 1 Rangkaian alat *swirling fluidized bed coal dryer*

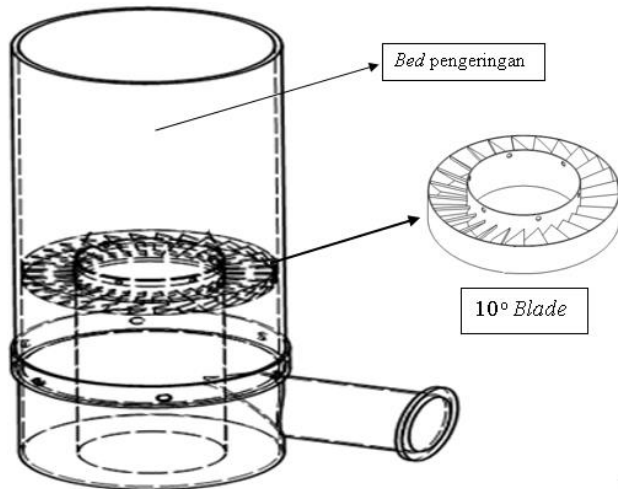


Gambar 3. 2 Skema peralatan *swirling fluidized bed coal dryer*



Gambar 3. 3 Tampak atas rangkaian alat *swirling fluidized bed coal dryer*



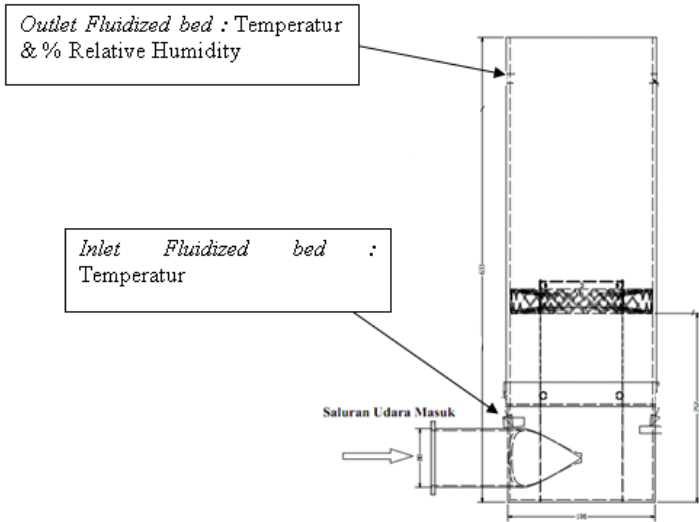


Gambar 3. 4 *Drying chamber swirling fluidized bed coal dryer*

Udara pengering didapatkan melalui *heat exchanger* tipe *compact*. Air yang melewati *heat exchanger* telah terlebih dahulu dipanaskan oleh *heater* yang dipasang di beberapa titik pada tangki air. Proses sirkulasi pada sisi fluida panas dialirkan dengan menggunakan pompa menuju *heat exchanger* dan kembali menuju tangki air, sedangkan aliran pada sisi udara digerakkan oleh sebuah *sentrifugal blower* menuju *fluidized bed*. Instalasi peralatan pada penelitian ini ditunjukkan pada gambar 3.2 dan 3.3.

Untuk mendapatkan aliran *swirl*, udara di hembuskan oleh *sentrifugal blower* menuju *vane* pengarah aliran dengan sudut  $10^\circ$ . Batu bara dalam bentuk granul akan diletakkan diatas dari *vane* pengarah aliran, yaitu tempat yang akan menjadi *bed pengeringan*. Data-data selama proses pengeringan akan direkam dengan menggunakan beberapa sensor pada *fluidized bed*. Tampak atas dari *fluidized bed* ditunjukkan oleh gambar 3.3. Secara 3D, Gambar 3.4 menunjukkan bentuk dari *drying chamber* yang akan menjadi *bed batubara* selama proses pengeringan.

### 3.2 Posisi Pengambilan Data



Gambar 3. 5 Letak titik ukur pada *drying chamber*

Gambar 3.5 menunjukkan posisi peletakan alat ukur dan *properties* yang akan diukur. Antara lain adalah:

#### 1. ***Inlet:***

*Temperature Inlet:* Mengukur temperatur *dry-bulb* udara pengering sebelum memasuki *bed* batubara

#### 2. ***Outlet:***

*Temperature Outlet:* Mengukur temperatur *dry-bulb* udara pengering setelah melewati *bed* batubara

*Relative Humidity:* Mengukur kelembaban relatif udara setelah melewati *bed* batubara.

### 3.3 Variabel Penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan memvariasikan variabel kecepatan menjadi 3 nilai variasi, sementara variabel lain dijaga tetap.

Perubahan nilai variabel kecepatan, masing masing ditinjau berdasarkan instalasi alat pada subbab 3.1.

### 3.3.1 Variable Bebas

1. Kecepatan *Inlet* udara pengering.  
Kecepatan *Inlet* divariasikan masing masing pada 3 nilai, yaitu kecepatan 75%, 100%, dan 125% dari kecepatan Fluidisasi. Perubahan nilai kecepatan *inlet* diatur dengan mengubah besar *voltage sentrifugal blower*.
2. Volt *sentrifugal blower*.  
*Voltage* input *sentrifugal blower* ditentukan dengan menggunakan *voltage regulator* yang terhubung dengan *input power* dari *sentrifugal blower*. Penentuan besar volt yang digunakan untuk mendapatkan nilai kecepatan yang diinginkan dilakukan dengan mengkalibrasi *voltage regulator* terhadap *sentrifugal blower* dengan menggunakan alat ukur kecepatan, yaitu *pitot tube & manometer*.

### 3.3.2 Variable Terkontrol

1. Temperatur *inlet* udara pengering  
Temperatur udara *inlet fluidized bed* diatur tetap pada temperatur 55°C. Pengendalian temperatur dilakukan dengan penggunaan *thermocontrol* yang diletakkan pada tangki air. Pengaturan temperatur *inlet* udara pengering ini dicapai dengan menjaga temperatur air (fluida panas pada sisi *tube heat exchanger*) pada temperatur  $\pm 70^\circ\text{C}$ .
2. Diameter batubara  
Batubara dipecahkan hingga berbentuk menyerupai granular dengan ukuran diameter rata rata  $\pm 6$  mm.
3. Sudut kemiringan *vane swirler*  
Pada ketiga set eksperimen ini digunakan *vane* dengan sudut 10°. Dengan sudut yang cukup kecil ini diharapkan gaya sentrifugal yang menggerakkan aliran *swirl* cukup dominan.
4. Dimensi Peralatan Eksperimen  
Peralatan eksperimen ini terdiri dari berbagai alat, antara lain tangki air, *chamber pengeringan*, *heat exchanger*, sistem

perpipaan air, dan ducting aliran udara. Keseluruh peralatan pada sistem *fluidized bed coal dryer* memiliki dimensi yang tetap selama proses eksperimen berjalan.

### 3.4 Peralatan Eksperimen

Eksperimen ini bertempat di Laboratorium Teknik Pendingin dan Pengkondisian Udara Jurusan Teknik Mesin FTI ITS Surabaya. Obyek penelitian berupa batubara yang telah dikeringkan oleh alat pengering tipe *swirling fluidized bed coal dryer*. Alat pengering ini dapat dibagi menjadi 2 sistem besar berdasarkan jenis fluida yang bekerja, yaitu sistem udara dan sistem air dengan spesifikasi yang tercantum pada tabel 3.1 hingga tabel 3.5 dan tabel 3.6 hingga tabel 3.7 berturut-turut. Sistem udara terdiri dari komponen *drying chamber*, *sentrifugal blower*, *heat exchanger*, *swirler vane*, dan sistem *ducting* udara. Sistem air terdiri tangki air, pompa air, *valve*, sistem perpipaan air, dan *heat exchanger*.

#### 3.4.1 Sistem Udara

##### 1. *Drying Chamber*

Tabel 3. 1 *Drying chamber*.

Bahan	Acrylic
Tebal	1.5 mm
Diameter Dalam	19.8 cm
Diameter luar	20.5 cm

Tabel 3. 2 Spesifikasi *sentrifugal blower*.

Model	CZ-750
Power	0,75 kW
<i>Voltage</i>	220 V
<i>Pressure</i>	2140 Pa
<i>Rotation</i>	2800 RPM
<i>Frequency</i>	50 Hz
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>

Tabel 3. 3 Spesifikasi *heat exchanger*.

No.	Komponen	Keterangan
1	Jenis	<i>Compact Heat Exchanger</i>
2	Pemasangan	Jumlah : 2 Posisi : Seri
3	<i>Valve</i>	Jumlah : 2

Tabel 3. 4 Spesifikasi *swirler vane*

No.	Parameter	Keterangan
1	Diameter Luar	18.4 cm
2	Diameter Dalam	10.3 cm
3	Jumlah Vane	29 vane
4	Sudut Vane	10°
5	Bahan	Baja Paduan

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Voltage Regulator*.

<i>Company</i>	MATSUNAGA MFG. CO. LTD.
<i>Type</i>	Delux Slide Regulator
<i>Model</i>	3KM
<i>Input</i>	<i>Voltage</i> : 110 V / 220 V <i>Frequency</i> : 50 – 60 Hz
<i>Output</i>	0 – 240 V ; 3kVA

### 3.4.2 Sistem Air

#### 1. Tangki Air

Tabel 3. 6 *Tangki air*

No.	Parameter	Keterangan
1	Kapasitas	
2	Tinggi	300 mm
3	Diameter	164 mm
4	Bahan	Logam Paduan

#### 2. Pompa Air

Tabel 3. 7 Pompa air

No.	Parameter	Keterangan
1	Model	PS-121 BIT
1	Merek	Shimizu
2	<i>Voltage</i>	220 V
3	<i>Frequency</i>	50 Hz
4	Putaran	290 min <sup>-1</sup>
5	<i>Flowrate</i>	10-31 liter/min
6	Diameter pipa hisap & dorong	1"
7	Head Maksimal	9 meter

3. *Heat Exchanger* (sama dengan *heat exchanger* pada sistem udara yaitu pada subbab 3.4.2.1)

### 3.5 Langkah-langkah Penelitian

Langkah-langkah penelitian meliputi studi literatur, kalibrasi kecepatan, kalibrasi alat ukur, persiapan alat, pengambilan data, dan analisa data

#### 3.5.1 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan dengan tujuan mengetahui dan memahami hal-hal mengenai:

- a) Prinsip kerja alat pengering tipe *fluidized bed* dan aplikasinya pada batubara.
- b) Prinsip proses pengeringan.
- c) Sifat dan karakteristik dari batubara
- d) Perpindahan panas dan massa pada proses pengeringan batubara.

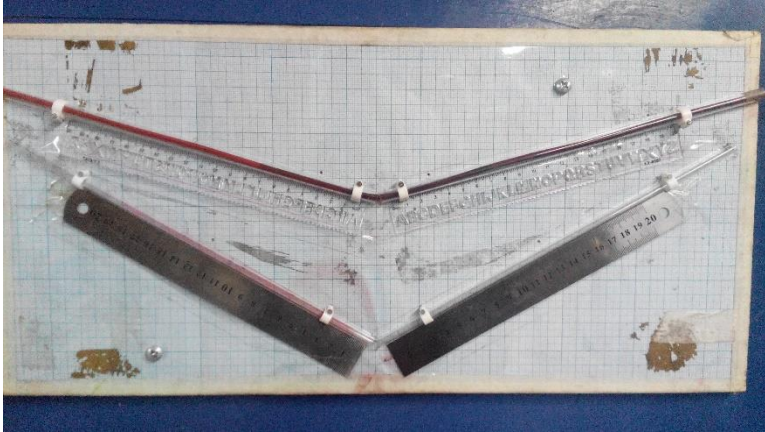
#### 3.5.2 Kalibrasi Kecepatan

Kalibrasi kecepatan dilakukan untuk menyesuaikan *output* tegangan *voltage regulator* ke dalam fungsi kecepatan *output* dari *sentrifugal blower*. Setiap nilai tegangan pada *set voltage regulator* dicatat nilai tekanan dinamisnya, berdasarkan tegangan dinamis tersebut didapatkan nilai kecepatan udara keluaran *sentrifugal blower* pada beberapa nilai *set voltage regulator*.

### 3.5.2.1 Alat Kalibrasi

#### 1. Manometer

Manometer menggunakan fluida *kerosene* (minyak tanah) sebagai alat ukur tekanan dinamis pada pitot tube.



Gambar 3. 6 Manometer

#### 2. Pitot Tube

Pitot tube digunakan untuk mengukur tekanan statis dan tekanan stagnasi pada suatu aliran fluida.



Gambar 3. 7 Pitot tube

### 3.5.2.2 Langkah -Langkah Kalibrasi

- 1) Hubungkan selang tekanan stagnasi dari *pitot tube* ke salah satu sisi dari manometer dan hubungkan pula selang tekanan statis ke sisi lain dari manometer.
- 2) Masukkan *probe pitot tube* ke dalam selongsong dari keluaran *sentrifugal blower*. Lalu tempatkan *probe pitot tube* tepat di tengah *centerline* dari selongsong pipa.
- 3) Atur tegangan *voltage regulator* pada 30 V.
- 4) Catat perbedaan tinggi *head* yang ditunjukkan oleh manometer.
- 5) Ubah titik pengujian, yaitu pada 5 kedalaman diameter selongsong pipa yang berbeda.
- 6) Ulangi langkah 3 dan 4, setelah menaikkan tegangan *voltage regulator* sebesar 10 Volt.
- 7) Hitung kecepatan melalui nilai  $\Delta h$  yang tercatat pada setiap volt *voltage regulator*.
- 8) Plot nilai kecepatan terhadap nilai tegangan *voltage regulator*.

### 3.5.3 Pengambilan Data

#### 3.5.3.1 Langkah Persiapan

- 1) Batubara dalam bentuk bongkahan dipecahkan menjadi berbentuk granular berukuran  $\pm 6$  mm dengan menggunakan mesin *jaw crusher*. Timbang dan pisahkan setiap granul batubara menjadi beberapa kelompok, berat masing masing kelompok adalah 600 gram.
- 2) Mengisi tangkir air dengan *demineralized water* untuk menjaga performa *heat exchanger*.
- 3) Merakit seluruh peralatan sesuai dengan skema peralatan pada subbab 3.1.
- 4) Atur nilai *set point thermocontrol* pada tangki air dengan temperatur  $70^{\circ}\text{C}$ .
- 5) Meletakkan alat ukur *thermocouple* dan RHmeter sesuai pada tempat yang telah dijelaskan pada subbab 3.2
- 6) Peralatan uji dipastikan dalam keadaan bersih dan berfungsi sebagaimana mestinya.
- 7) Alat ukur dipastikan telah terkalibrasi dengan baik.



- 8) Membuka *valve* pada *heat exchanger* dan memastikan bahwa air pemanas telah mengalir dengan baik.

### 3.5.3.2 Langkah Pengujian

- 1) Kabel LAN dipastikan terhubung dengan *laptop* sebelum perangkat data akuisisi dinyalakan.
- 2) Kabel USB antara RHmeter dengan *laptop* dipastikan terhubung.
- 3) Memanaskan *demineralized water* dengan menggunakan *heater* dan kompor.
- 4) Menyalakan pompa air untuk mensirkulasikan air pemanas menuju *heat exchanger*.
- 5) Atur kecepatan fluidisasi pada kecepatan 75%, 100%, dan 125% dari *minimum fluidization velocity* dengan mengatur nilai tegangan pada *voltage regulator*.
- 6) Setelah seluruh variabel terkontrol tercapai, masukkan batubara dengan berat 600 gram ke dalam *drying chamber*.
- 7) Setelah 1 menit, lakukan pengambilan data berupa foto & video dari *bed* batubara, *dry-bulb temperature inlet & outlet* yang tercatat pada data akuisisi, *relative humidity inlet & outlet* yang tercatat pada RH meter, dan spesimen batubara sebanyak  $\pm 3$  gram.
- 8) Ulangi langkah 7 hingga menit ke 10.
- 9) Setelah menit ke 10, ubah waktu tunggu menjadi 2 menit lalu ambil data yang sama seperti pada langkah ke 7 hingga menit ke 22.
- 10) Masukkan batubara yang diambil setiap menitnya ke dalam wadah plastik yang telah ditulisi lama waktu pengeringannya.
- 11) Setelah pengambilan data selesai dilakukan matikan *sentrifugal blower*, *heater*, pompa dan semua koneksi listrik dicabut.

### 3.5.3.3 Tahap Pengolahan Data

- 1) Batubara hasil pengeringan dengan *swirling fluidized bed coal dryer* ditimbang berdasarkan lama pengeringannya.
- 2) Catat berat spesimen batubara di setiap menitnya.

- 3) Lakukan pengeringan total seluruh *moisture content* yang tersisa pada setiap spesimen batubara sesuai pada *standard* ASTM D 5142. Dengan cara mengeringkan spesimen dengan 3 langkah pemanasan pada temperatur 105°C. Setiap langkah pemanasan berlangsung selama 1 jam.
- 4) Timbang berat batubara kering pada setiap menitnya.
- 5) Catat berat batubara kering sesuai dengan lama pengeringannya.
- 6) Lakukan perhitungan *moisture content* dan *drying rate* berdasarkan data yang didapatkan.

### 3.6 Tahap Analisa Data

Analisa data yang diperhitungkan antara lain *moisture content* batubara, *drying rate*, *relative humidity*, *temperature*, foto dan video pengeringan.

#### 3.6.1 *Moisture content*

*Moisture content* batubara dihitung setiap menit selama proses pengeringan dengan menggunakan persamaan 3.1 dan 3.2.

$$MC(0) = \frac{m_{b0} - m_{k0}}{m_{b0}} \times 100\% \quad (3.1)$$

$$MC(1) = \frac{m_{b1} - m_{k1}}{m_{b1}} \times 100\% \quad (3.2)$$

*Moisture content* batubara pada setiap menit pengeringan akan dianalisa perubahan *moisture content*nya terhadap waktu pengeringan.

#### 3.6.2 *Drying rate*

*Drying rate* atau laju pengeringan dihitung dengan membagi selisih *moisture content* pada batubara dengan *drying time* yang berbeda. *Drying rate* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.3 dan 3.4.

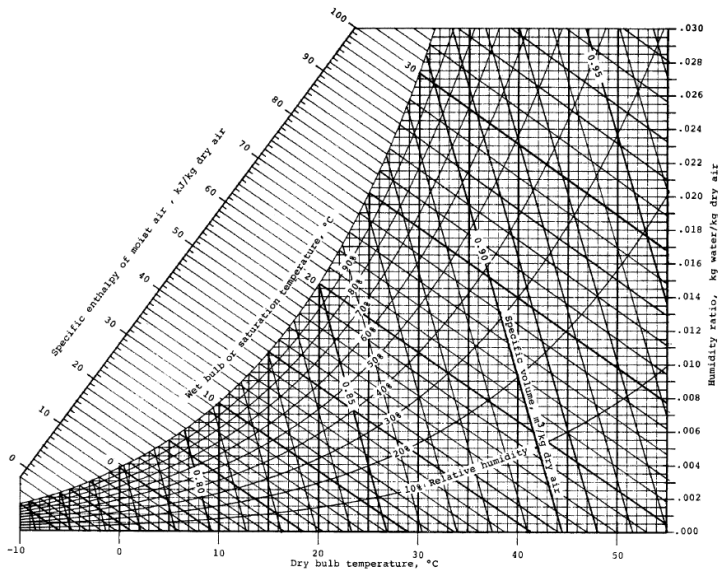
$$\text{DryingRate} = \frac{\Delta MC}{t} \quad (3.3)$$

$$\text{DryingRate} = \frac{MC_0 - MC_1}{t} \quad (3.4)$$

Selama proses pengeringan, *drying rate* akan berubah terhadap waktu. Sehingga melalui grafik *drying rate* terhadap waktu akan dapat diketahui parameter waktu pengeringan efektif yang baik untuk diberlakukan pada *swirling fluidized bed coal dryer*.

### 3.6.3 Analisa *psychrometric chart*

Berdasarkan *dry-bulb temperature* dan *relative humidity* yang didapat maka dengan menggunakan *psychrometric chart* maka dapat diketahui *absolute humidity*, *wet-bulb temperature* dll. Gambar 3.8 menunjukkan diagram psikometrik yang digunakan.



Gambar 3. 8 *Psychrometric chart* pada tekanan 1 atm

Selama proses pengeringan batubara, kondisi udara pada *inlet* dan *outlet bed* pengeringan akan digambarkan pada diagram psikometrik. Sehingga akan diketahui perubahan pada proses *humidifying* dan *sensible cooling* setiap menit pengeringannya.

### 3.6.4 Analisis Data

Tabel 3. 8 Bagan Analisis

Parameter Input		Parameter Output		
Konstan	Variasi	Tercatat	Melalui perhitungan	
Dimensi Batubara	Kecepatan Fluidisasi 75%	% <i>Relative Humidity</i> dan <i>dry-bulb temperature inlet fluidized bed</i> ( $\%RH_1, T_{db1}$ )	<i>Moisture content</i>  <i>Drying rate</i>	
Demineralized water		Berat batubara hasil <i>fluidized bed</i> ( $W_{wet}$ )	<i>Humidity ratio inlet</i>	
Temperatur inlet udara pengering		100%	% <i>Relative Humidity</i> dan <i>dry-bulb temperature outlet fluidized bed</i> ( $\%RH_2, T_{db2}$ )	<i>Humidity outlet</i>  <i>Enthalpy udara inlet</i>
		125%	Berat batubara hasil pengeringan 100% ( $W_{dry}$ )	<i>Enthalpy udara outlet</i>

### 3.7 Lembar Pengambilan Data

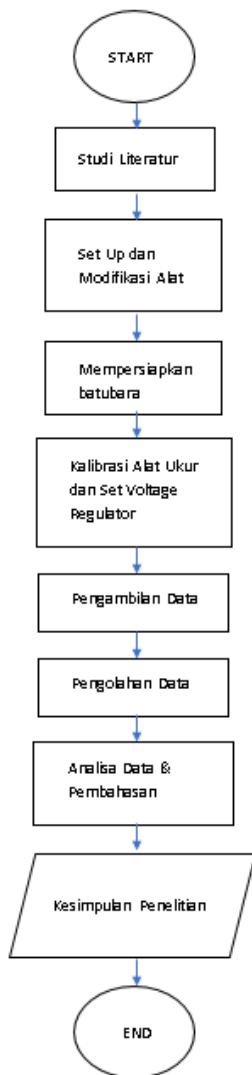
Data yang diperoleh dicatat dalam bentuk tabel yang ditunjukkan pada tabel 3.8.

Tabel 3. 9 Lembar pengambilan data

<i>Drying time</i> (menit)	Kecepatan Fluidisasi =					
	$T_{inlet}(^{\circ}C)$	$T_{outlet}(^{\circ}C)$	$Rh_{inlet}$	$Rh_{outlet}$	$m_{basah}$ (gr)	$m_{kering}$ (gr)
1						

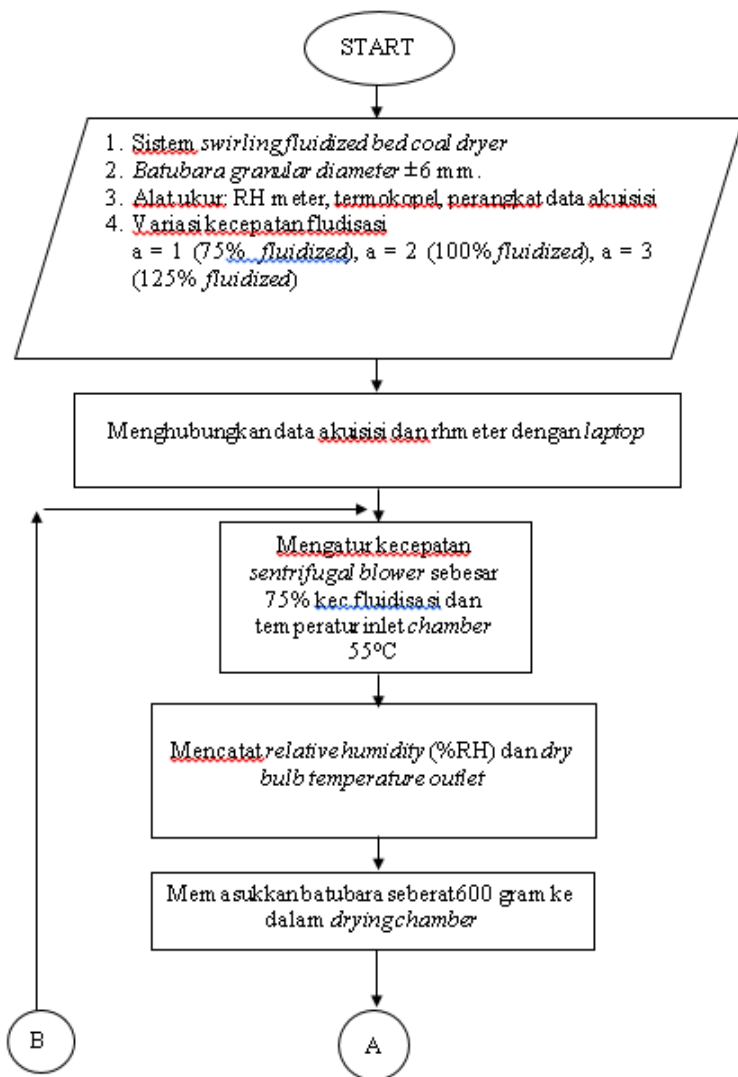
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						
9						
10						
12						
14						
16						
18						
20						
22						

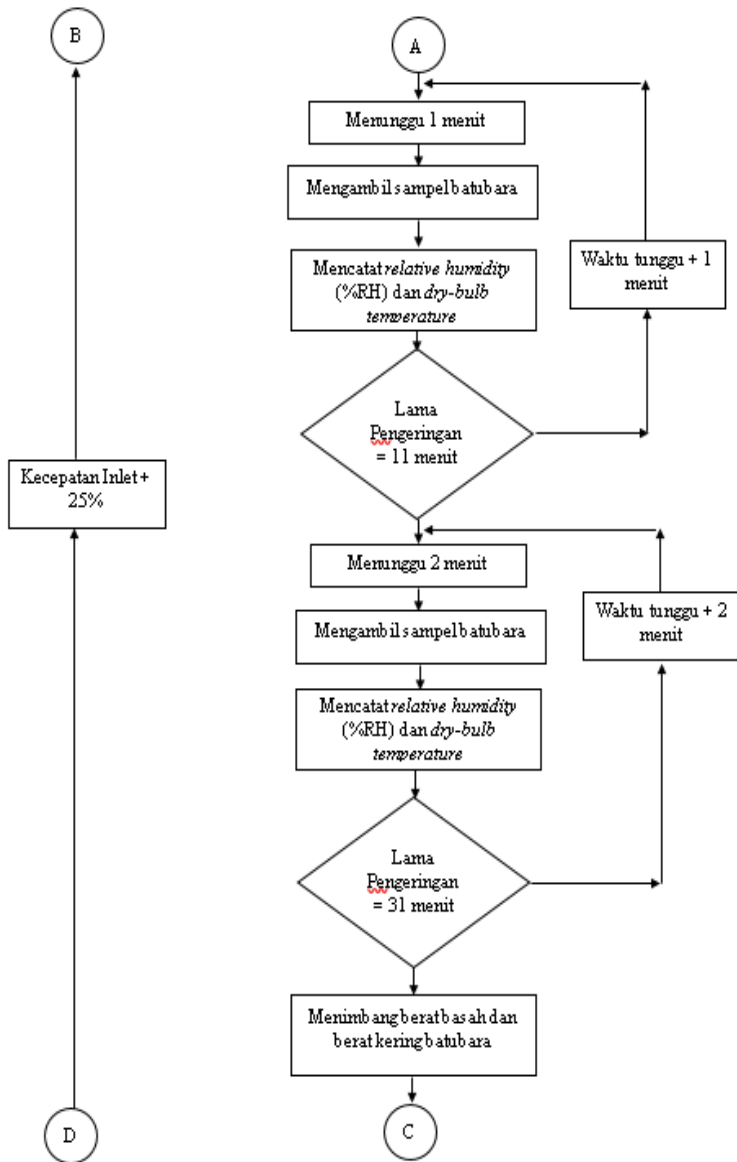
### 3.8 Diagram Alir Penelitian



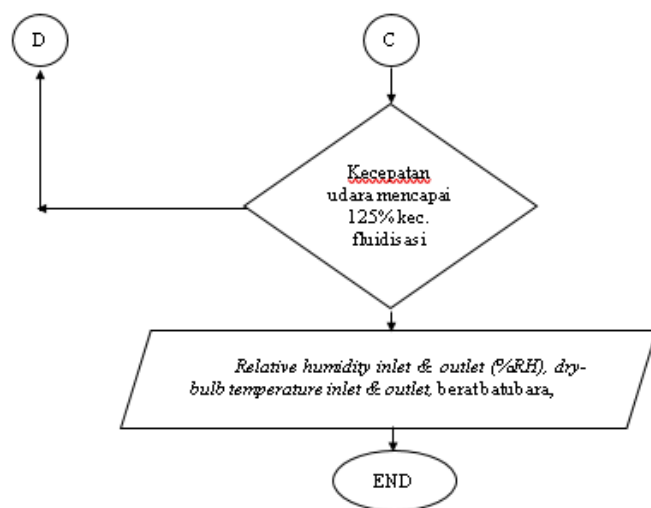
Gambar 3. 9 Diagram alir penelitian

### 3.9 Diagram Alir Pengambilan Data









*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IV PEMBAHASAN**

Suatu proses pengeringan dapat dikatakan baik jika memiliki laju perpindahan massa air ( $H_2O$ ) yang tinggi. Laju perpindahan massa uap air pada penelitian ini dinamakan *drying rate*, yaitu jumlah massa uap air yang berpindah dari batubara menuju udara tiap satuan waktu (gram  $H_2O$ /menit). Selain memiliki *drying rate* yang tinggi, suatu proses pengeringan juga seharusnya mempertimbangkan aspek penting lainnya seperti aspek manajemen ekonomi energi, yaitu aspek yang memperhitungkan keseimbangan antara keuntungan yang diperoleh dan biaya yang digunakan dalam suatu proses pengeringan batubara. Dalam penelitian ini penggunaan energi paling sedikit tentunya ialah pengeringan batubara dengan kecepatan 75%  $U_{mf}$  dan pengeringan dengan penggunaan energi terbesar ialah pengeringan dengan kecepatan 125%  $U_{mf}$ .

Analisa dari proses pengeringan batubara pada *swirling fluidized bed coal dryer* dilakukan pada 3 kecepatan yang berbeda, yaitu 75%  $U_{mf}$  (15.9 m/s), 100%  $U_{mf}$  (21.21 m/s), dan 125%  $U_{mf}$  (25.61 m/s). Berdasarkan teorinya, perpindahan massa pada penelitian dapat dianalisa dalam 2 sisi pandangan yang berbeda. Yaitu dari sisi batubara dan sisi udara. Analisa dari sisi batubara dilakukan dengan menghitung besarnya pengurangan kadar air (*moisture content*) dalam batubara terhadap waktu pengeringan. Sedangkan analisa sisi udara dilakukan dengan menghitung besarnya perbedaan *humidity ratio* dari udara antara tiap waktu pengeringan.

### **4.1 Data Hasil Percobaan**

Data hasil percobaan terlampir pada lampiran laporan tugas akhir ini.

### **4.2 Contoh Perhitungan**

Penelitian ini dilakukan dengan mengeringkan batubara seberat 600 gram menggunakan alat *swirling fluidized bed coal dryer* pada

3 variasi kecepatan berbeda yaitu sebesar 15.9 m/s (75%  $U_{mf}$ ), 21.21 m/s (100%  $U_{mf}$ ), dan 25.61 m/s (125%  $U_{mf}$ ).

#### 4.2.1 Perhitungan Luasan Aliran Udara Pengering

Luas penampang dihitung pada bidang tegak lurus vektor kecepatan udara pengering yang telah diarahkan oleh *vane* pengarah aliran dengan sudut  $10^\circ$ . Gambar 4.1 menunjukkan luasan bidang  $A_a$  (luas selongsong dari saluran udara pengering), bidang  $A_{bx}$  (luas *cross-section* dari *vane* pengarah aliran  $10^\circ$ ), dan bidang  $A_b$  (luas bidang tegak lurus vektor kecepatan dalam *vane* pengarah aliran bersudut  $10^\circ$ ). Gambar 4.1(kiri) menunjukkan hubungan antara luasan  $A_a$  dan  $A_{bx}$ , sedangkan gambar 4.1(kanan) menunjukkan hubungan antara luasan  $A_b$  dan  $A_{bx}$ . Penamaan ketiga luasan tersebut akan ditetapkan selanjutnya untuk membedakan ketiganya dalam proses perhitungan. Gambar 4.2 menunjukkan dimensi dari *vane* pengarah aliran dengan sudut  $10^\circ$ . *Vane* pengarah aliran memiliki diameter luar ( $d_o$ ) 185.5 mm, diameter dalam ( $d_i$ ) 110 mm, tebal ( $t$ ) 1 mm, jumlah plat dalam *vane* pengarah aliran 29 plat, dan diameter pipa selongsong (bidang  $A_a$ ) 77.3 mm. Luas  $A_a$ ,  $A_{bx}$ , dan  $A_b$  berturut-turut dihitung pada persamaan 4.1, 4.2, dan 4.3.

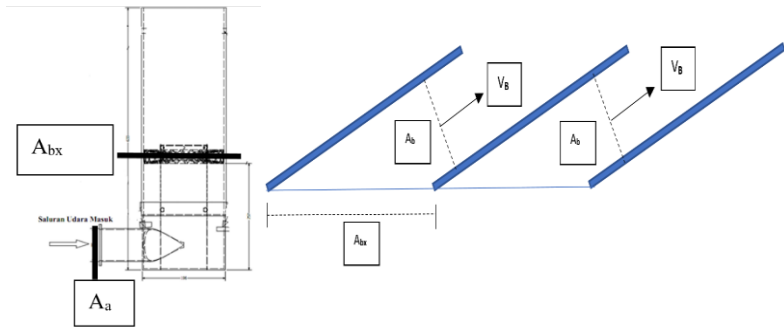
$$\begin{aligned} A_a &= \frac{1}{4} \times \pi \times d^2 = \frac{1}{4} \times \pi \times (77.3 \text{ mm})^2 \\ &= 4692.98 \text{ mm}^2 \end{aligned} \quad (4.1)$$

Luas  $A_{bx}$  adalah

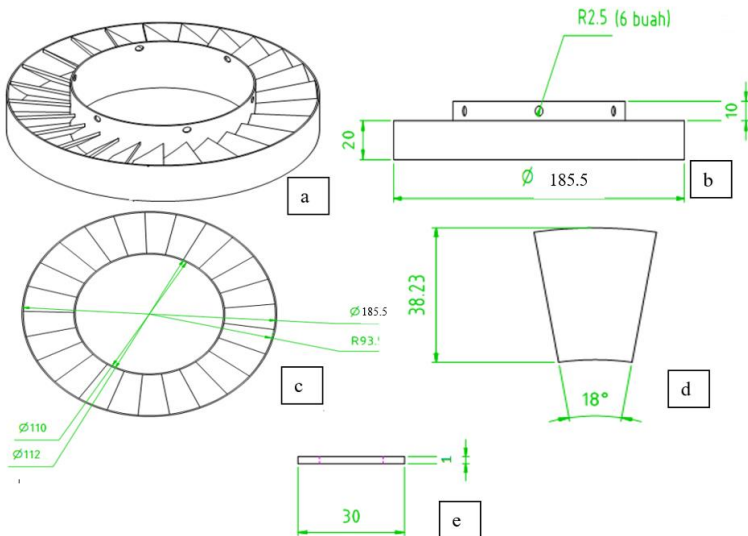
$$\begin{aligned} A_{bx} &= \left( \frac{1}{4} \times \pi \times (d_o^2 - d_i^2) - (29 \times t \times (d_o - d_i)) \right) \quad (4.2) \\ &= \left( \frac{1}{4} \times \pi \times (185.5^2 \text{ mm} - 110^2 \text{ mm}) - (29 \times 1 \text{ mm} \right. \\ &\quad \left. \times (75.5 \text{ mm})) \right) \\ A_{bx} &= 15394.483 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

Luas  $A_b$  adalah

$$A_b = A_{bx} * \sin 10 = 2673.22 \text{ mm}^2 \quad (4.3)$$



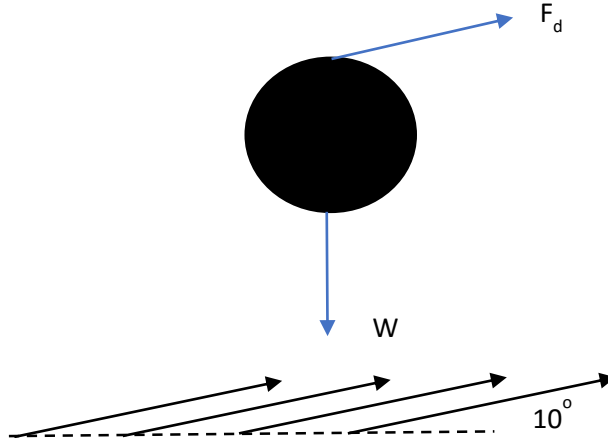
Gambar 4. 1 Luas Bidang  $A_{bx}$ ,  $A_a$ , dan  $A_b$



Gambar 4. 2 Dimensi *vane* pengarah aliran

### 4.2.2 Kecepatan Minimum Fluidisasi ( $U_{mf}$ )

Kecepatan minimum fluidisasi dihitung dengan menerapkan kesetimbangan gaya-gaya pada suatu partikel batubara. *Free body diagram* pada setiap partikel batubara pada saat proses pengeringan berlangsung ditunjukkan pada gambar 4.3.



Gambar 4. 3 *Free-body diagram partikel batubara*

Persamaan kesetimbangan gaya dirumuskan sesuai pada persamaan 4.1 hingga persamaan 4.3 dan setelah disederhanakan, kecepatan minimum fluidisasi ( $U_{mf}$ ) dapat dihitung dengan persamaan 4.4.

$$\sum F_y = 0 \quad 4.1$$

$$F_d + F_B - W = 0 \quad 4.2$$

$$\frac{1}{2} Cd \rho_{udara} V_B^2 A \sin \theta = \rho_{batubara} \forall g \quad 4.3$$

$$V = \sqrt{\frac{2 \rho_{batubara} \forall g}{Cd \rho_{udara} A \sin \theta}} \quad (4.4)$$

Dengan :

$\rho_{batubara}$  adalah densitas batubara ( $\text{kg/m}^3$ )

$V$  adalah volume partikel batubara ( $\text{m}^3$ )

$g$  adalah gravitasi bumi ( $9.81 \text{ m/s}^2$ )

$C_d$  adalah koefisien drag batubara (0.47 pada  $Re = 90,741.58$ )

$\rho_{udara}$  (densitas udara pada temperatur  $55^\circ\text{C}$ ) adalah  $1.1 \text{ kg/m}^3$

$A$  adalah luasan melintang dari partikel batubara

$\theta$  adalah sudut *vane* pengarah aliran ( $10^\circ$ )

sehingga kecepatan minimum fludisasi ( $U_{mf}$ ) adalah :

$$V_B = \sqrt{\frac{2 \times 1459.9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(\frac{4}{3} \times \pi \times 0.00326^3 \text{ m}^3\right) \times 9.81 \text{ m/s}^2}{0.47 \times 1.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (\pi \times 0.00326^2 \text{ m}^2) \times \sin 10}}$$

$$= 37.239 \text{ m/s}$$

Dengan menerapkan *mass balance* pada bidang  $A_a$  &  $A_b$ , mengasumsikan *steady-state* dan *incompressible flow*, maka kecepatan pada selongsong luasan  $A_a$  dapat dihitung sesuai dengan persamaan 4.5.

$$A_b \times V_B = A_a \times V_A \quad (4.5)$$

$$V_A = \frac{A_b \times V_B}{A_a}$$

$$V_A = \frac{2673.22 \text{ mm}^2 \times 37.239 \text{ m/s}}{4692.98} = 21.21 \text{ m/s}$$

### 4.2.3 Perhitungan Bilangan Reynolds

Bilangan *Reynolds* dari aliran udara pengering akan dihitung pada luasan  $A_a$  pada gambar 4.1 dan pada kondisi *minimum fluidization*. Kecepatan pada bidang  $A_a$  didapatkan dengan menerapkan *mass balance* antara bidang  $A_a$  dan bidang  $A_b$ . Bilangan Reynolds dihitung sesuai dengan persamaan 4.5.

$$Re = \frac{V_A \cdot D}{\nu} \quad (4.5)$$

Dengan :

D adalah diameter bidang  $A_a$ , yaitu sebesar 77.3 mm

$V_A$  adalah kecepatan udara pengering pada bidang  $A_a$ , pada kondisi *minimum fluidization* yaitu 21.21 m/s

$\nu$  adalah viskositas kinematik udara pengering, sebesar  $1.807 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

Sehingga bilangan Reynolds dapat dihitung sebagai berikut:

$$Re = 4277.8 \times V$$

$$Re = 376.87 \times 21.2121 = 90,741.58$$

Bilangan Reynolds diatas berguna untuk menentukan besarnya perpindahan panas dan perpindahan massa yang terjadi secara teoritis antara batubara dan udara pengering.

#### 4.2.4 Perhitungan Mass Flow Rate Udara Pengering

Laju alir massa udara pengering bernilai berbeda pada ketiga variasi kecepatan. Sebagai contoh perhitungan, laju alir massa udara pada kecepatan 75%  $U_{mf}$  dihitung pada persamaan 4.5.

$$\dot{m}_{75\%} = \rho \times V_{75\%} \times A \quad (4.5)$$

Dengan:

$\rho$  merupakan massa jenis udara pada temperatur 55°C

$V_{75\%}$  merupakan kecepatan udara pada variasi 75%  $U_{mf}$

$A_a$  merupakan luas bidang  $A_b$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{75\%} &= 1.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 27.92 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0.002673 \text{ m}^2 \\ &= 0.079 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \end{aligned}$$



#### 4.2.5 Perhitungan Proses Pengeringan Pada Sisi Udara

Air ( $H_2O$ ) berpindah dari batubara menuju udara dalam wujud uap air. Berdasarkan sudut pandang udara, *drying rate* dihitung dengan mengurangi kandungan uap air pada udara antar tiap waktu pengeringan. Contoh perhitungan akan mengacu pada data hasil percobaan yang terlampir pada laporan ini. Dengan menggunakan data udara pada variasi kecepatan  $15.9 \text{ m/s}$  ( $75\% U_{mf}$ ) pada menit ke-0 dan menit ke-1, maka:

Data terukur udara menit ke-0:

- *Relative humidity (RH)* : 23.39%
- *Dry bulb temperature ( $T_{db_1}$ )* :  $54.44^\circ\text{C}$

Data terukur udara menit ke-1:

- *Relative humidity (RH)* : 37.25%
- *Dry bulb temperature ( $T_{db_0}$ )* :  $47.48^\circ\text{C}$

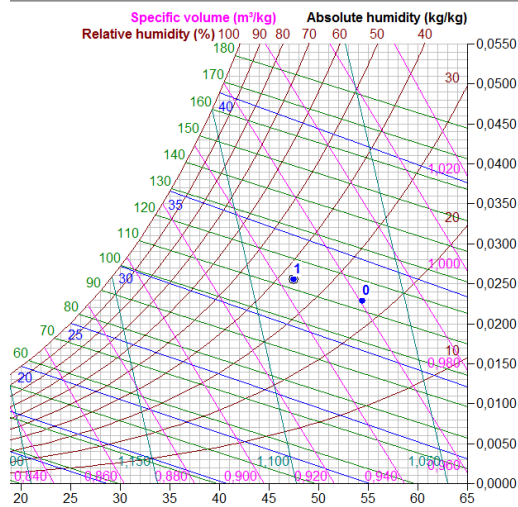
Data psikometrik menit ke-0:

- *Wet bulb temperature ( $T_{wb_0}$ )* :  $32.8^\circ\text{C}$
- *Enthalpy ( $h_0$ )* :  $114.069 \text{ kJ/kg}$
- *Humidity ratio ( $\omega_0$ )* :  $0.022787678 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$

Data psikometrik menit ke-1:

- *Wet bulb temperature ( $T_{wb_1}$ )* :  $32.884^\circ\text{C}$
- *Enthalpy ( $h_1$ )*:  $114.95 \text{ kJ/kg}$
- *Humidity ratio ( $\omega_1$ )* :  $0.0259478165 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$

Pada *psychrometric chart*:



Gambar 4. 4 Kondisi udara *inlet* dan *outlet* menit ke-1 pada 75%  $U_{mf}$

Pada sisi udara, jumlah massa air yang berpindah selama 1 menit pertama dapat dihitung dengan mengurangkan *humidity ratio* menit ke-1 dengan *humidity ratio* menit ke-0, yaitu  $\Delta\omega_1$  dan mengalikannya dengan massa udara kering yang mengalir selama 1 menit.

$$\begin{aligned}\Delta\omega_1 &= \omega_1 - \omega_0 = 0.0259478165 - 0.022787678 \\ &= 0.00279 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}m_{dry \text{ air}} &= \frac{(\dot{m}_{75\%} \times t)}{(\omega_0 + 1)} = \frac{0.0793464 \text{ kg/s} \times 60 \text{ s}}{(0.022787678 + 1)} \\ &= 4.6547 \text{ kg}\end{aligned}$$

$m_{dry \text{ air}}$ , massa udara kering yang mengalir selama 1 menit (kg)  
 $t$ , selang waktu dalam 1 menit (sec)

Jumlah massa uap air yang berpindah selama satu menit pertama adalah:

$$\begin{aligned} m_{w_{0-1}} &= \Delta\omega_1 \times m_{dry\ air} \\ &= 0.00279 \text{ kg} \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{kg}} \text{ dry air} \times 4.6547 \text{ kg} \\ &= 0.0147 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan *drying rate* pada sisi udara dihitung sebagai berikut:

$$\left(\frac{dw}{dt}\right)_1 = \frac{m_{w_{0-1}}}{t} = \frac{0.0147 \text{ kg}}{1 \text{ min}} = 0.0147 \text{ kg} \text{ kg}/\text{min}$$

#### 4.2.6 Perhitungan Proses Pengeringan Pada Sisi Batubara

Perhitungan pada sisi batubara dilakukan dengan mengukur berat sampel batubara yang diambil selama proses pengeringan berlangsung. Sebagai contoh perhitungan, digunakan data batubara yang diambil pada menit ke-0 dan ke-1 pada variasi kecepatan 15.9 m/s (75%  $U_{mf}$ ).

Data batubara menit ke-0:

- Berat batubara basah ( $W_{bb0}$ ) = 13.907 gram
- Berat batubara kering ( $W_{bk0}$ ) = 9.5641 gram

Data batubara menit ke-1:

- Berat batubara basah ( $W_{bb1}$ ) = 4.0945 gram
- Berat batubara kering ( $W_{bk1}$ ) = 2.9192 gram

Perhitungan *moisture content* (*wet basis*) pada sampel batubara menit ke-0 dan ke-1 adalah:

$$\%MC_0 = \frac{W_{bb0} - W_{bk0}}{W_{bb0}} = \frac{13.907 - 9.5641}{13.907} = 31.22 \%$$

$$\%MC_1 = \frac{W_{bb1} - W_{bk1}}{W_{bb1}} = \frac{4.0945 - 2.9192}{4.0945} = 28.7 \%$$

Jumlah massa uap air yang berpindah selama menit pertama adalah:

$$m_{w_{0-1}} = (\%MC_0 \times 600 \text{ gram}) - (\%MC_1 \times 600 \text{ gram}) \\ = 15.1 \text{ gram}$$

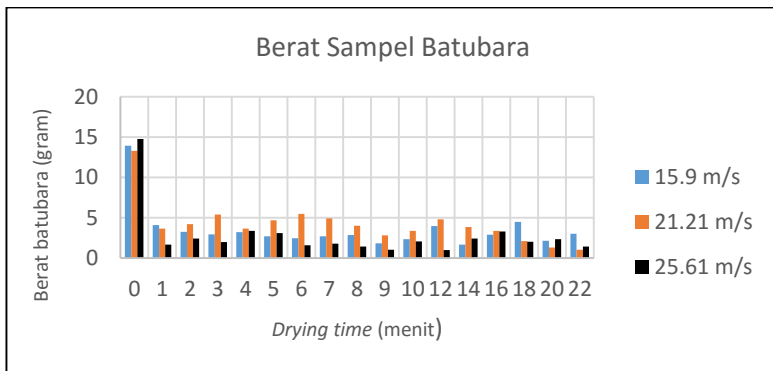
*Drying rate* pada sisi batubara adalah:

$$\left(\frac{dw}{dt}\right)_1 = \frac{m_{w_{0-1}}}{t} = \frac{15.1 \text{ gram}}{1 \text{ min}} = 15.1 \text{ gram}/\text{min}$$

### 4.3 Analisa Hasil & Pembahasan Pada Proses Pengeringan dari Sisi Batubara

#### 4.3.1 Analisa Berat Pengambilan Sampel

Gambar 4.5 menunjukkan berat sampel batubara yang diambil dari *drying chamber* pada menit tertentu selama proses pengeringan berlangsung. Pengeringan batubara dengan kecepatan 15.9 m/s (75%  $U_{mf}$ ) memiliki jumlah sampel batubara 46.68 gram dan berat rata-rata sampel 2.917 gram. Variasi kecepatan 21.21 m/s (100%  $U_{mf}$ ) memiliki jumlah sampel batubara 58.84 gram dan berat rata-rata sampel 3.67 gram, Sedangkan kecepatan 25.61 m/s (125%  $U_{mf}$ ) memiliki jumlah sampel batubara 33.11 gram dan berat rata-rata 2.07 gram.

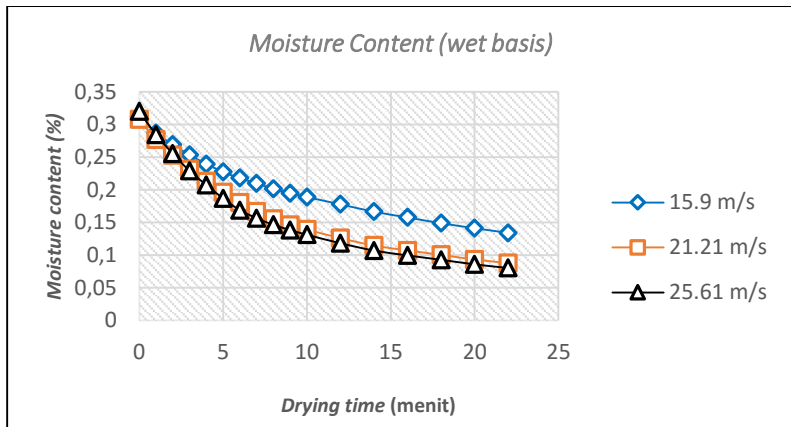


Gambar 4. 5 Grafik sampel batubara yang diambil terhadap *drying time*

Dengan berat total batubara pada awal proses pengeringan berjumlah 600 gram, maka persentase berat batubara yang diambil dari keseluruhan batubara pada variasi 75%  $U_{mf}$ , 100%  $U_{mf}$ , dan 125%  $U_{mf}$  berturut-turut ialah 7.78%, 9.8%, dan 5.51%.

Perhitungan *drying rate* dari sisi batubara akan memperhitungkan perubahan beban pengeringan yang diakibatkan oleh adanya proses *sampling* ini. Karena itu diprediksi akan terdapat beberapa *error* kecil pada *drying rate* yang diakibatkan oleh tidak tetapnya beban pengeringan selama proses pengeringan berlangsung.

#### 4.3.2 Analisa Moisture Content Batubara



Gambar 4. 6 Grafik *moisture content* batubara terhadap *drying rate*

Gambar 4.6 menunjukkan distribusi nilai *moisture content* terhadap *drying time* dari sampel batubara pada ketiga variasi kecepatan. Secara garis besar, penurunan *moisture content* batubara terkecil terjadi pada kecepatan 15.9 m/s (75%  $U_{mf}$ ), penurunan *moisture content* terbesar terjadi pada kecepatan 25.61 m/s (125%  $U_{mf}$ ), dan penurunan *moisture content* pada variasi kecepatan 21.21 m/s (100%  $U_{mf}$ ) memiliki nilai yang tidak jauh

berbeda dengan kecepatan 25.61 m/s. Hal tersebut dikarenakan oleh kondisi *bed* batubara keduanya yang sudah merupakan jenis *fluidized bed*.

Walaupun variasi kecepatan 15.9 m/s memiliki penurunan *moisture content* yang sangat kecil pada menit-menit awal proses pengeringan, tetapi pada menit ke-16 hingga menit ke-22 variasi kecepatan 15.9 m/s memiliki penurunan *moisture content* terbesar dibandingkan kedua variasi lainnya. Hal ini akan terlihat jelas pada gambar 4.7 yang menunjukkan hubungan antara *drying rate* terhadap waktu pengeringan.

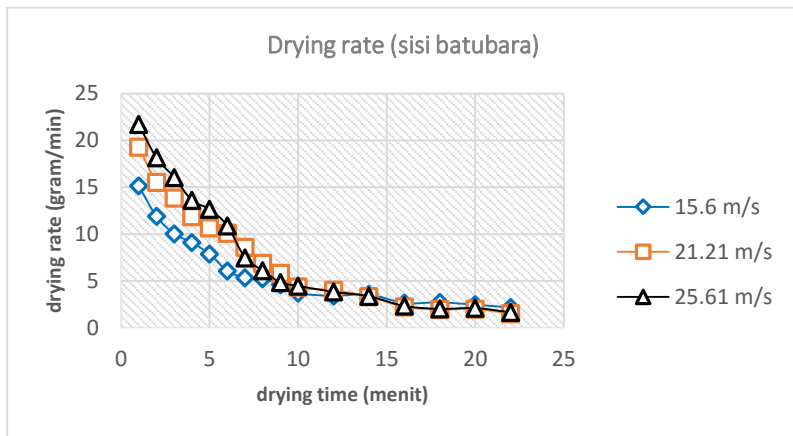
#### 4.3.3 Analisa Drying Rate dari Sisi Batubara

Gambar 4.7 menunjukkan *drying rate* batubara terhadap *drying time* dari sampel batubara pada ketiga variasi kecepatan. Melalui gambar 4.7 dapat diketahui bahwa pada menit awal pengeringan, variasi kecepatan 15.9 m/s memiliki perbedaan *drying rate* yang besar dibandingkan dengan kecepatan 21.21 m/s dan 25.61 m/s. Sedangkan kecepatan 21.21 m/s dan 25.61 m/s hanya memiliki perbedaan *drying rate* yang kecil yaitu sekitar 2 gram/menit. Hal ini disebabkan pengaruh dari *bed* batubara yang terbentuk pada masing-masing variasi kecepatan. Oleh karena itu pada awal dari proses pengeringan, kecepatan 15.9 m/s memiliki kinerja pengeringan yang kurang baik jika dibandingkan dengan 21.21 m/s dan 25.61 m/s, karena kontak antara udara pengering dan batubara yang tidak sempurna.

Pada menit ke-5 hingga menit ke-10 perbedaan *drying rate* antara variasi kecepatan 15.9 m/s dan dua variasi lainnya bernilai lebih kecil dibandingkan pada menit ke-1 hingga menit ke-5. Hal ini dikarenakan kandungan air tersisa ( $H_2O$ ) pada batubara setelah menit ke-5 pada kecepatan 15.9 m/s lebih banyak dibandingkan dengan variasi 21.21 m/s dan 25.61 m/s.

Sedangkan *drying rate* variasi kecepatan 25.61 m/s pada menit ke-5 hingga menit ke-10 mengalami penurunan yang lebih signifikan dibandingkan sebelumnya, hingga pada menit ke-8 hingga menit

ke-14 memiliki *drying rate* yang lebih rendah dari variasi 21.21 m/s. Lalu berlanjut dengan nilai *drying rate* yang relatif sama hingga menit ke-22. Hal ini dapat disebabkan oleh penyusutan (*shrinkage*) yang terjadi pada batubara, ataupun karena jumlah kadar air yang turun terlalu cepat pada menit-menit awal pengeringan sehingga kandungan air yang tersisa pada akhir pengeringan sangat sedikit.



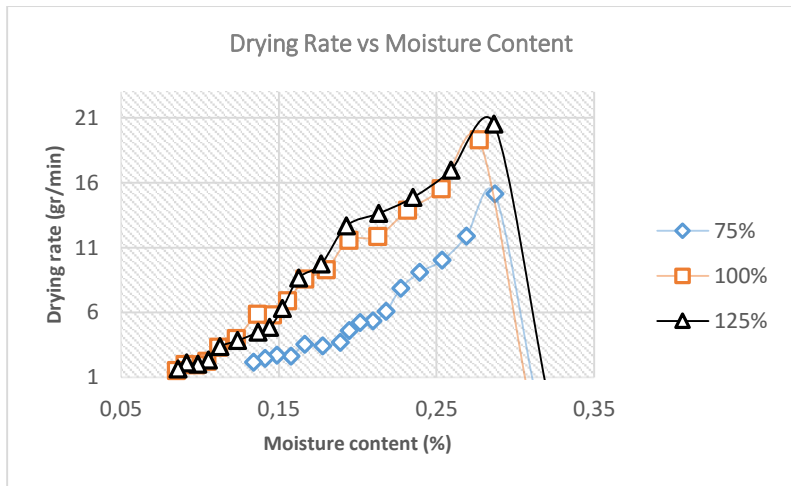
Gambar 4. 7 Grafik *drying rate* terhadap *drying time*

Melalui gambar 4.7 dapat diketahui bahwa *trendline drying rate* pada ketiga variasi kecepatan adalah menurun terhadap waktu. Hal ini menunjukkan perbedaan dengan *characteristics drying rate curve* untuk material *hygroscopic* yang telah dijelaskan pada sub-bab 2.3.3 dan pada gambar 2.8. Hasil dari eksperimen ini tidak menunjukkan adanya *drying rate konstan* pada awal dari proses pengeringan. Hal ini dikarenakan air yang berada pada permukaan batubara (*interface film*) berpindah secara cepat menuju udara akibat dari besarnya koefisien perpindahan massa secara konveksi, sehingga tidak terjadi penumpukkan massa air pada permukaan batubara.

Jika diperhatikan lebih lanjut, variasi 15.9 m/s memiliki *drying rate* yang tertinggi pada menit-menit akhir pengeringan, yaitu pada menit ke-16 hingga menit ke-22. Hal ini dapat disebabkan oleh kandungan air tersisa yang cukup tinggi pada batubara pada waktu tersebut dibandingkan dengan variasi 21.21 m/s dan 25.61 m/s.

#### 4.3.4 Analisa Drying Rate Terhadap Moisture Content

Gambar 4.8 menunjukkan *drying rate* selama proses pengeringan berlangsung terhadap *moisture content* yang tersisa pada batubara. Melalui gambar 4.8 dapat diketahui bahwa *drying rate* akan semakin kecil jika *moisture content* pada batubara hanya tersisa sedikit.



Gambar 4. 8 Grafik *drying rate* terhadap *moisture content*

Hal menarik lainnya yang dapat diketahui melalui gambar 4.8 adalah *drying rate* tertinggi saling bergantian antara ketiga variasi kecepatan. Pada *moisture content* 31.99% hingga 16.89%, variasi kecepatan 25.61 m/s memiliki *drying rate* tertinggi dibandingkan kedua variasi lainnya. Lalu pada *moisture content* 16.67% hingga 11.47%, kecepatan 21.21 m/s memiliki *drying rate* tertinggi.

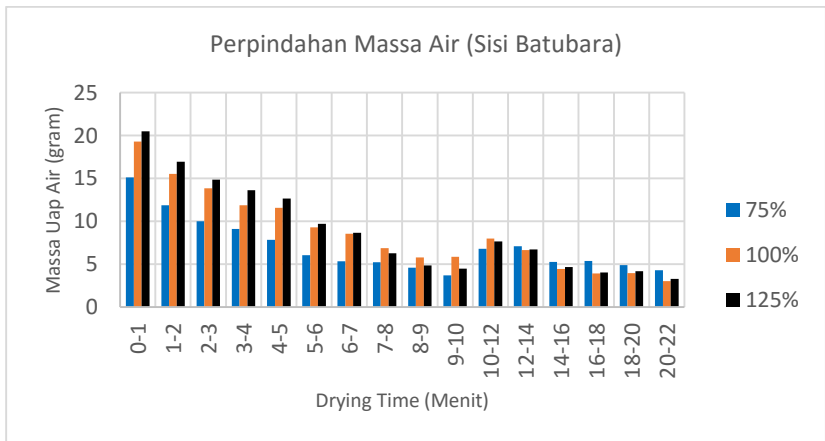


Sedangkan pada *moisture content* 15.77% hingga 13.41%, kecepatan 15.9 m/s memiliki *drying rate* tertinggi.

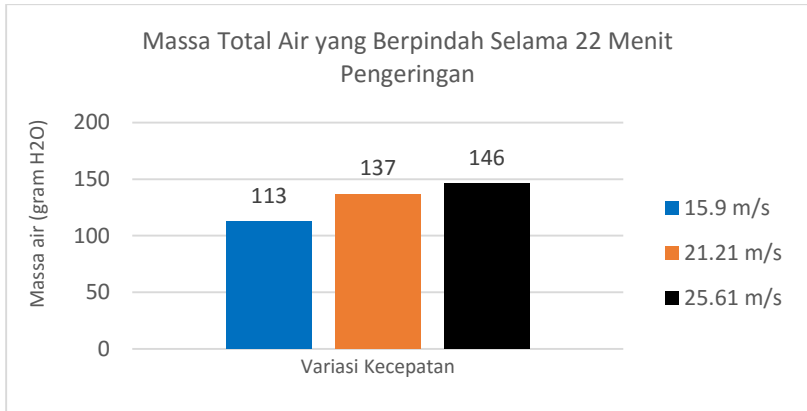
#### 4.3.5 Analisa Perpindahan Massa pada Sisi Batubara

Gambar 4.9 menunjukkan jumlah massa air yang berpindah dari batubara menuju udara dalam rentang waktu tertentu. Grafik pada gambar 4.9 menunjukkan hal yang serupa dengan grafik *drying rate* pada gambar 4.7, perbedaan hanya terdapat pada satuan dari ordinat kedua grafik, grafik 4.7 menunjukkan laju perpindahan massa air per satuan waktu (gram/menit) (*drying rate*), sedangkan grafik 4.9 menunjukkan perpindahan massa dalam satuan berat air (gram) yang berpindah pada rentang waktu tertentu.

Identik dengan gambar 4.7, Variasi kecepatan 25.61 m/s memiliki jumlah perpindahan massa yang tertinggi hingga mencapai menit ke-8, lalu digantikan oleh variasi kecepatan 21.21 m/s pada menit ke-8 hingga menit ke-12. Sedangkan variasi kecepatan 15.9 m/s memiliki perpindahan massa tertinggi pada menit ke-12 hingga menit ke-22.



Gambar 4. 9 Massa air yang berpindah terhadap *drying time* pada sisi batubara



*Gambar 4. 10 Massa total perpindahan air*

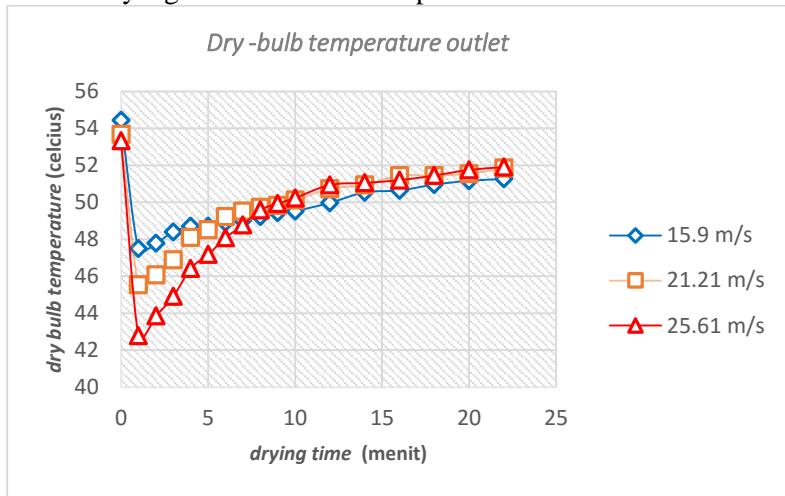
Total massa air (H<sub>2</sub>O) yang berpindah selama 22 menit pengeringan pada variasi kecepatan 15.9 m/s, 21.21 m/s, dan 25.61 m/s berturut-turut adalah 113 gram, 137 gram, dan 146 gram. Hal tersebut ditampilkan secara grafis pada gambar 4.10. Melalui gambar 4.10, dapat diketahui pula bahwa perbedaan massa air total yang berpindah antara variasi 25.61 m/s dan 21.21 m/s hanya sebesar 9 gram, sedangkan perbedaan massa total antara variasi 15.9 m/s & 21.21 m/s dan 15.9 m/s & 25.61 m/s bernilai cukup jauh yaitu 24 gram dan 33 gram.

#### **4.4 Analisa Hasil & Pembahasan Pada Proses Pengeringan dari Sisi Udara**

##### **4.4.1 Analisa Pada *Dry-bulb temperature outlet***

Penurunan *dry-bulb temperature* antara *inlet* dan *outlet drying chamber* ditentukan oleh besarnya perpindahan panas yang terjadi antara batubara dan udara pengering. Sesuai dengan teori perpindahan panas, bilangan Reynolds yang tinggi pada *drying chamber* akan menghasilkan perpindahan panas yang tinggi pula. Sehingga dengan tetapnya dimensi *drying chamber* dan temperatur *inlet* dari udara pengering, maka faktor tunggal yang

mempengaruhi besarnya bilang Reynolds adalah kecepatan fluidisasi yang divariasikan dalam penelitian ini.



Gambar 4. 11 Grafik *dry-bulb temperature* terhadap *drying time*

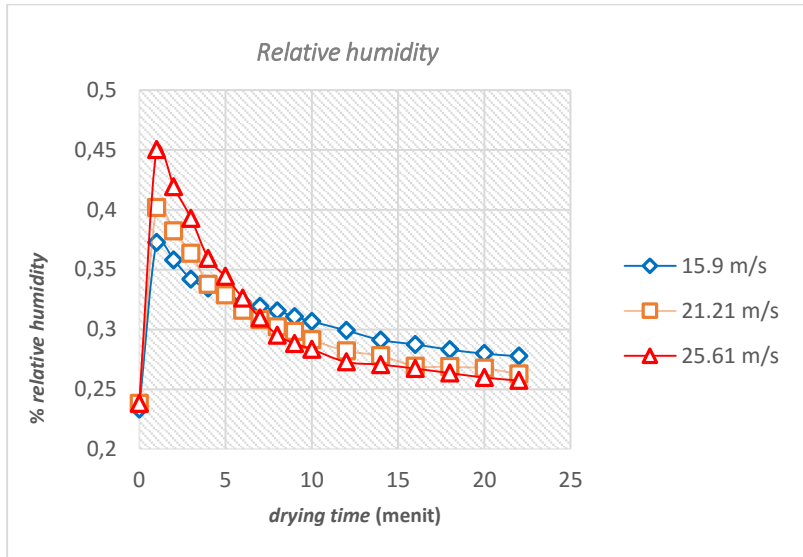
Memiliki bilangan Reynolds terbesar, variasi kecepatan 25.61 m/s mengalami proses perpindahan panas rata-rata terbesar dibandingkan variasi lainnya. Hal ini ditunjukkan oleh gambar 4.11 dengan besarnya  $\Delta T$  yaitu penurunan temperatur antara *inlet* dan *outlet drying chamber* pada variasi 25.61 m/s. Dengan kombinasi  $\Delta T$  dan bilangan Reynolds yang tinggi, maka dapat dipastikan *heat transfer* terbesar terjadi pada variasi 25.61 m/s.

Melalui grafik 4.11 dapat diketahui bahwa temperatur *dry bulb* udara jatuh secara drastis pada menit ke-1, dan berangsur naik secara perlahan pada menit berikutnya. Hal ini karena pada awal proses pengeringan, temperatur permukaan batubara berada pada nilai terendahnya. Perbedaan temperatur antara permukaan batubara dan udara itulah yang menyebabkan perpindahan panas

terbesar terjadi pada menit-menit awal proses pengeringan pada ketiga variasi kecepatan.

#### 4.4.2 Analisa Pada *Relative Humidity Outlet*

Gambar 4.12 menunjukkan perubahan *relative humidity* udara *outlet* selama proses pengeringan berlangsung.



Gambar 4. 12 *Relative humidity* terhadap *drying time*

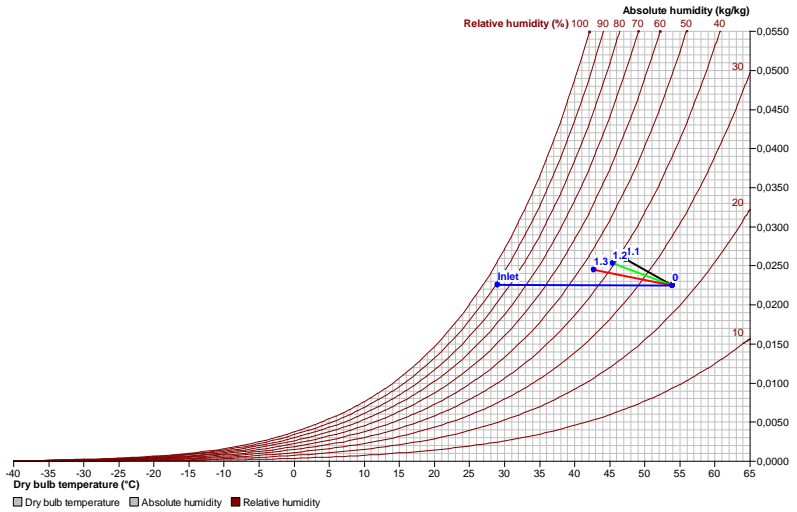
Variasi 25.61 m/s memiliki nilai RH tertinggi pada menit ke-1 hingga menit ke-6, sedangkan pada menit ke-6 hingga menit ke-22 variasi 15.9 m/s memiliki RH yang tertinggi. Hal ini disebabkan oleh kandungan air tersisa pada batubara yang masih cukup tinggi. *Relative Humidity* variasi kecepatan 25.61 m/s dan 21.21 m/s jauh lebih tinggi pada awal proses pengeringan dibandingkan dengan kecepatan 15.9 m/s. Hal ini menandakan besarnya laju perpindahan massa air yang terjadi pada menit awal pengeringan dari variasi 25.61 m/s dan 21.21 m/s. Selain itu *Relative Humidity* pada variasi

kecepatan 25.61 m/s dan 21.21 m/s mengalami penurunan yang sangat drastis pada 8 menit pertama, sedangkan variasi 15.9 m/s cenderung memiliki nilai %RH yang lebih konstan. Sehingga dapat dikatakan bahwa variasi kecepatan 15.9 m/s cenderung memiliki kinerja pengeringan yang lebih baik setelah 8-10 menit pengeringan berlangsung dibandingkan kedua variasi lainnya.

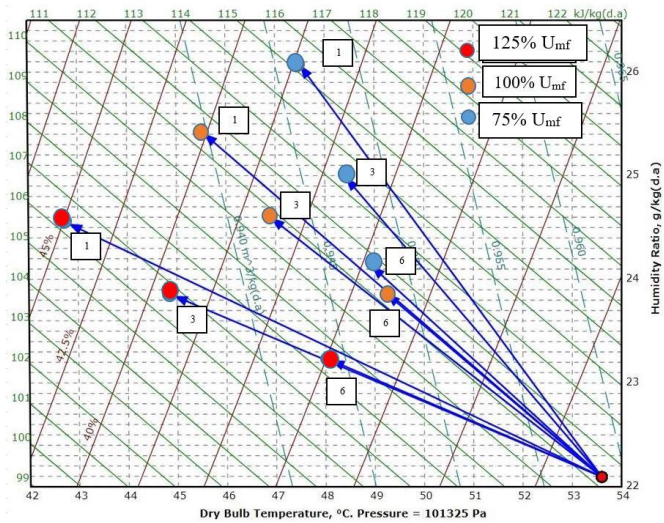
#### 4.4.3 Analisa Pada *Psychrometric Chart*

Gambar 4.13 Menunjukkan proses yang terjadi pada udara pengering selama melewati *bed* batubara pada menit ke-1. Titik 0 (biru) menandakan kondisi udara pengering pada *outlet drying chamber* sebelum dimasukkan batubara, titik 1.1 (hitam) merupakan *outlet* udara pada menit ke-1 kecepatan 15.9 m/s, titik 1.2 (hijau) merupakan *outlet* udara pada menit ke-1 kecepatan 21.21 m/s, dan titik 1.3 (merah) merupakan *outlet* udara pada menit ke-1 kecepatan 25.61 m/s. Gambar 4.13 hanya menampilkan *properties* dari *psychrometrics chart* udara pada menit ke-0 dan menit ke-1 dari ketiga variasi kecepatan fludisasi, untuk pengeringan pada menit selanjutnya dapat direpresentasikan oleh gambar 4.14 dan gambar 4.15 yang menampilkan distribusi dari titik *psychrometric* udara pada beberapa menit pengeringan.

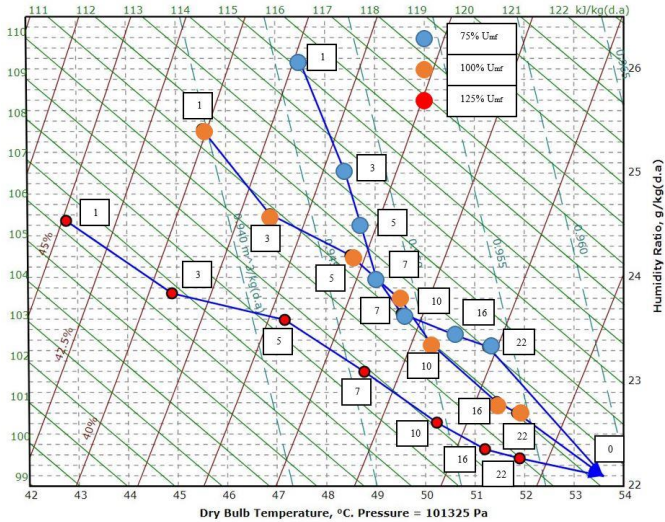
Perubahan kondisi udara pengering yang melalui *bed* batubara pada beberapa waktu pengeringan digambarkan oleh panah pada gambar 4.14. Titik *outlet* yang bergeser lebih jauh ke kiri menandakan proses *sensible cooling* yang besar, sedangkan titik *outlet* yang bergeser lebih jauh keatas menandakan proses *humidifying* yang lebih tinggi telah terjadi. Sehingga berdasarkan gambar 4.14 dapat dikatakan bahwa variasi 15.9 m/s mengalami proses *sensible cooling* terkecil dan proses *humidifying* terbesar, sedangkan variasi 25.61 m/s mengalami proses *sensible cooling* terbesar dan proses *humidifying* terkecil.



Gambar 4. 13 Kondisi udara menit ke-1 dari ketiga variasi kecepatan

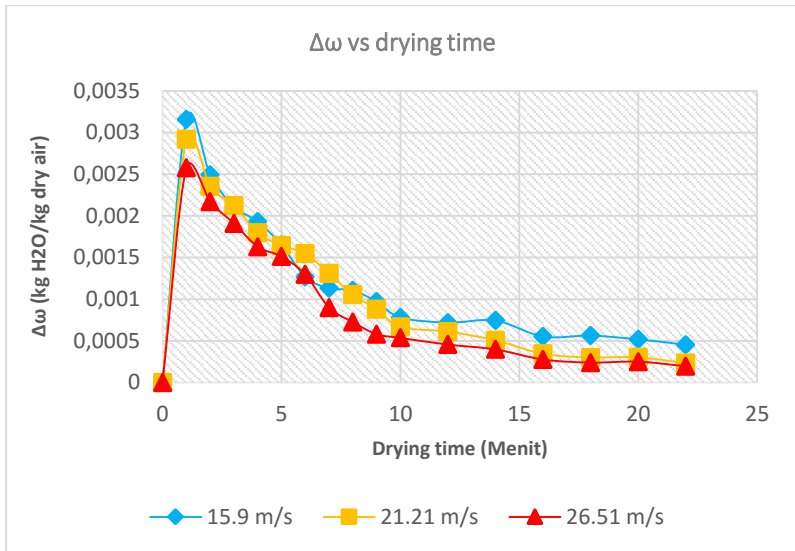


Gambar 4. 14 Proses yang dialami oleh udara pada menit ke-1, ke-3, dan ke-6



Gambar 4. 15 Grafik kondisi *outlet* udara pengeringan pada beberapa menit pengeringan

Sesuai dengan teori pada bab 2 tentang *psychrometrics chart*, telah terjadi proses *humidifying* dan *sensible cooling* pada udara yang ditunjukkan oleh perubahan dari titik 0 menuju titik 1-22 pada gambar 4.15. Dan melalui gambar 4.15 dapat diketahui bahwa garis yang menghubungkan titik *inlet* dan titik *outlet* dari *drying chamber* pada variasi kecepatan 25.61 m/s memiliki kemiringan yang lebih landai dibandingkan variasi kecepatan 21.21 m/s dan 15.9 m/s. Garis yang lebih landai tersebut menandakan kecilnya selisih massa uap air per massa udara kering antara titik *inlet* dan titik *outlet drying chamber* ( $\Delta\omega$ ).

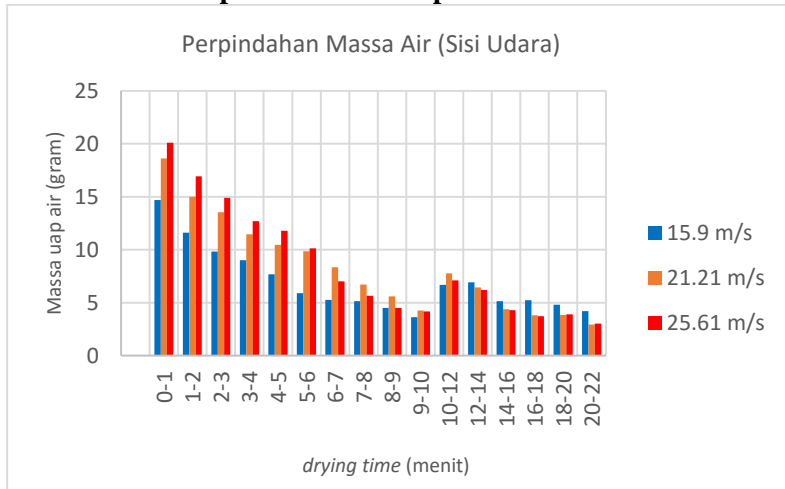


Gambar 4. 16 Grafik  $\Delta\omega$  (selisih humidity ratio) terhadap *drying time*

Variasi 25.61 m/s memiliki nilai  $\Delta\omega$  yang terkecil dari ketiga variasi kecepatan, hal ini dikarenakan massa udara kering yang mengalir tiap satuan waktu pada *drying chamber* berjumlah jauh lebih besar dibandingkan dengan variasi 15.9 m/s dan 21.21 m/s. Sehingga walaupun perpindahan massa uap air terbesar terjadi pada variasi 25.61 m/s, tetapi karena massa udara kering yang mengalir jauh lebih besar, maka  $\Delta\omega$  (gr H<sub>2</sub>O/gr *dry air*) dari variasi 25.61 m/s akan bernilai paling kecil dibandingkan kedua variasi lainnya pada *drying time* yang sama. Sehingga  $\Delta\omega$  tidak dapat dijadikan indikator penilaian kinerja dari proses pengeringan pada penelitian ini, karena perbedaan *mass flowrate* udara yang mengalir pada ketiga variasi kecepatan. Gambar 4.16 menunjukkan perubahan nilai  $\Delta\omega$  terhadap waktu pengeringan.



#### 4.4.4 Analisa Perpindahan Massa pada Sisi Udara



Gambar 4. 17 Grafik massa air yang berpindah terhadap *drying time* pada sisi udara

Grafik 4.17 menunjukkan massa air ( $H_2O$ ) yang berpindah pada selang waktu tertentu berdasarkan sudut pandang udara pengering. Secara garis besar grafik 4.17 menunjukkan kesamaan dengan grafik yang terdapat pada gambar 4.9, perbedaan terdapat dari metode perhitungan dari kedua grafik tersebut. Grafik dari gambar 4.17 didapat dengan menghitung besarnya penambahan uap air pada udara, sedangkan grafik dari gambar 4.9 didapat dengan menghitung besarnya pengurangan kandungan air ( $H_2O$ ) dalam batubara.

Berdasarkan teori kekekalan massa (*continuity*), seharusnya jumlah air yang diterima udara dan jumlah air yang dilepas oleh batubara bernilai sama. Namun karena beberapa hal yang tidak dapat dikendalikan, kesamaan tersebut sangat sulit untuk didapatkan. Kendala tersebut antara lain karena terdapatnya beberapa batubara yang pecah selama proses pengeringan berlangsung, tidak tetapnya beban pengeringan karena keperluan

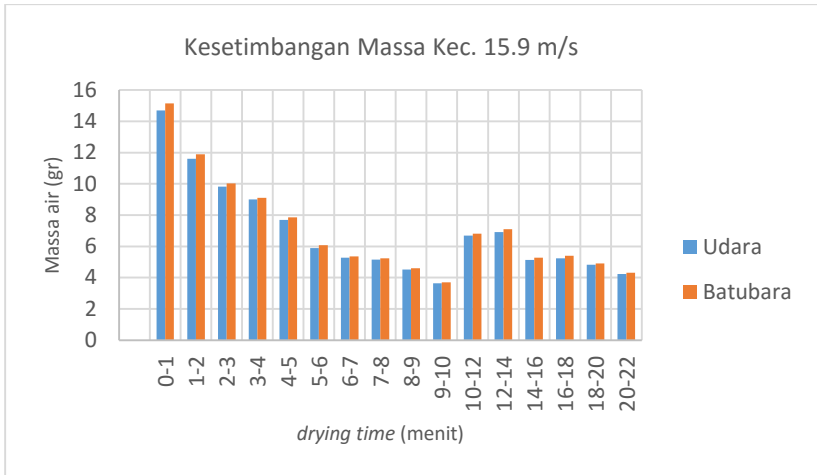
*sampling*, ketidakakuratan pengukuran *properties psychrometrics* udara pada kecepatan tinggi, dan lain sebagainya.

Perbedaan kedua sudut pandang dalam perhitungan perpindahan massa air ( $H_2O$ ) tersebut akan dibahas pada subbab 4.5.

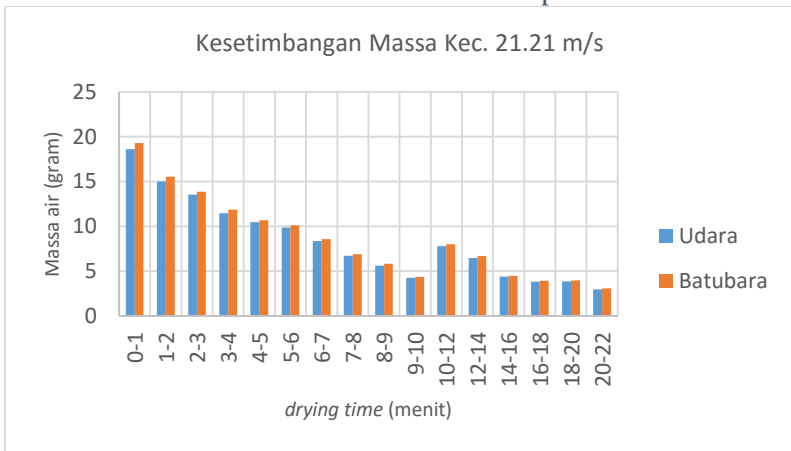
#### **4.5 Validasi Perpindahan Massa Air pada Sisi Udara & Sisi Batubara**

Secara teori seharusnya massa air yang diterima oleh udara dan massa air yang dilepas oleh batubara bernilai sama, tetapi dikarenakan banyaknya faktor eksternal yang mempengaruhi penelitian ini, kondisi tersebut tidak dapat tercapai secara sempurna. Gambar 4.18 hingga gambar 4.20 membandingkan perpindahan massa antara sisi batubara dan sisi udara pada rentang waktu tertentu. Dengan mengasumsikan perpindahan massa air pada sisi batubara memiliki *error* yang lebih kecil dibandingkan pada sisi udara, maka pada pembahasan ini ditetapkan bahwa perpindahan air dari sisi batubara digunakan sebagai nilai acuan untuk menentukan *error* dari kedua sudut pandang perhitungan. *Error* rata-rata (basis batubara) dari variasi 15.9 m/s adalah 2.17%, variasi 21.21 m/s adalah 2.816%, dan dari variasi 25.61 m/s adalah 7.01%.

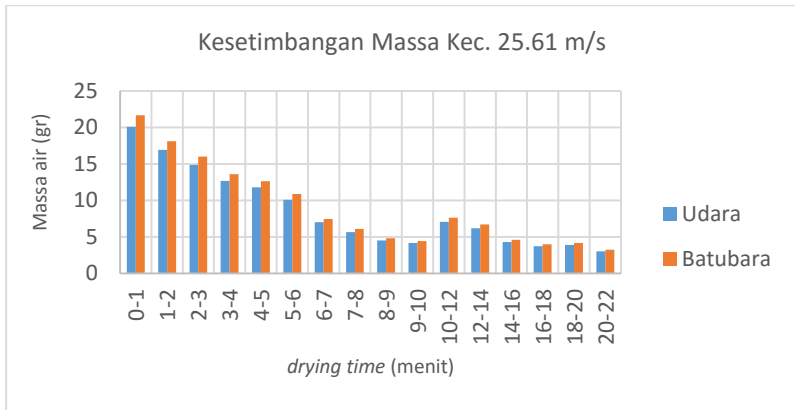
Berdasarkan data tersebut maka diketahui bahwa kecepatan yang tinggi menyebabkan pengukuran *properties* udara menjadi kurang akurat dan presisi. Hal ini dapat disebabkan oleh kurang mampunya alat ukur RH meter untuk bekerja dalam kondisi kecepatan udara yang sangat tinggi, ataupun dikarenakan *respon time* alat ukur yang kurang baik. Selain pada sisi udara, pada sisi batubara juga dapat terjadi beberapa *error* yang disebabkan oleh ketidakseragaman bentuk dari batubara selama proses pengeringan ataupun karena terdapatnya beberapa batubara yang keluar dari *drying chamber*.



Gambar 4. 18 Grafik *mass balance* air pada 15.9 m/s



Gambar 4. 19 Grafik *mass balance* air pada 21.21 m/s



Gambar 4. 20 Grafik *mass balance* air pada 25.61 m/s

#### 4.6 Analisa Pergerakan Batubara pada *Drying Chamber*

Gambar 4.21 hingga gambar 4.25 menampilkan foto *drying chamber* pada saat proses pengeringan berlangsung. Gambar 4.21 hingga 4.23 menampilkan tampak atas dari *drying chamber*, sedangkan gambar 4.24 dan 4.25 menampilkan tampak samping/depan dari *drying chamber*. Kedua sudut pandang foto tersebut ditampilkan dalam 3 variasi kecepatan yang berbeda. Sesuai dengan kelima gambar tersebut dapat diketahui bahwa *bed* batubara telah terfluidisasi pada variasi kecepatan 21.21 m/s dan 25.61 m/s. Sedangkan pada kecepatan 15.9 m/s, *bed* batubara tidak dapat terfluidisasi karena gaya *drag* udara yang tidak mampu untuk melawan gaya berat dari batubara, sehingga *bed* batubara jatuh pada posisi yang rendah dalam *drying chamber* atau berada tepat didatas *vane* pengarah aliran.

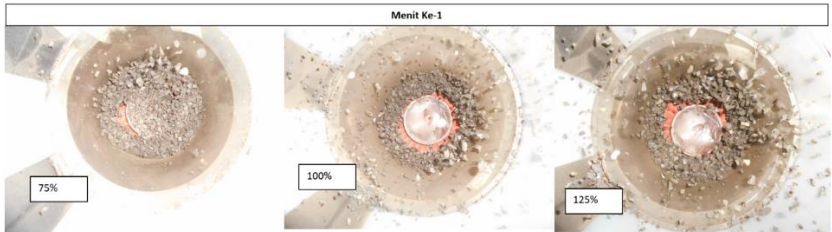
*Bed* batubara yang tidak terfluidisasi menghasilkan *drying rate* yang rendah pada pengeringan batubara dengan 15.9 m/s. Selain menghasilkan *drying rate* rendah, tidak terjadinya fluidisasi pada variasi 15.9 m/s menghasilkan aliran udara yang tidak lancar pada *drying chamber*. Aliran tersebut terhambat oleh beberapa batubara yang jatuh menutupi *vane* pengarah aliran.

Pada variasi 15.9 m/s melalui foto terlihat bahwa terdapat sejumlah batubara yang terkumpul pada bagian tengah dari *vane* pengarah aliran. Mengingat lubang laluan udara pengering pada *vane* pengarah aliran hanya terdapat pada bagian pinggir saja. Maka jika *bed* batubara tidak terfluidisasi, akan terdapat sejumlah batubara yang berada pada bagian tengah dari *drying chamber*. Hal ini lah yang terjadi pada pengeringan batubara dengan kecepatan 15.9 m/s.

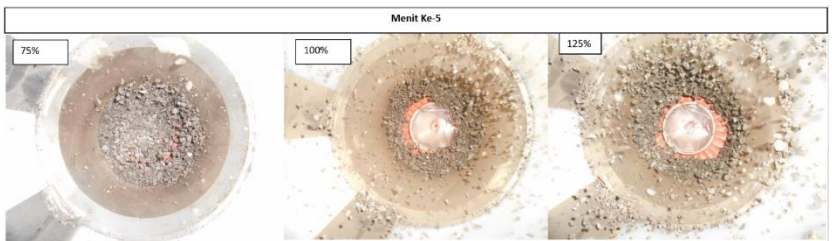
Sedangkan pada variasi 21.21 m/s dan 25.61 m/s, *bed* batubara telah terfluidisasi sehingga partikel batubara terdistribusi hanya pada bagian pinggir dari *drying chamber* dan tidak terdapat batubara yang menempati posisi tengah dari *drying chamber*. Hal ini karena aliran udara yang berpola *swirling*, sehingga gaya sentripetal dari aliran udara mendorong *bed* batubara untuk tetap berada pada posisi pinggir dari *drying chamber*.

Pada prakteknya, variasi pengeringan dengan 25.61 m/s berlangsung dengan sangat cepat sehingga terdapat sejumlah batubara yang pecah karena bertumbukan. Hal tersebut terjadi pula pada variasi 21.21 m/s dan 15.9 m/s walaupun tidak terlalu signifikan seperti pada variasi 25.61 m/s. Perubahan bentuk/dimensi batubara selama proses pengeringan tersebut menjadi salah satu keterbatasan pada penelitian ini.

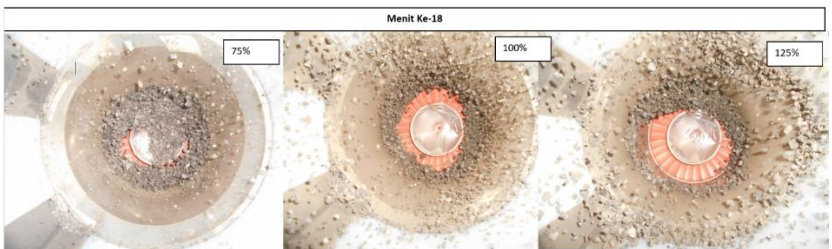
Melalui gambar 4.21 hingga gambar 4.25, dapat diketahui bahwa perbedaan bentuk *bed* batubara antar waktu pengeringan pada satu variasi kecepatan yang sama tidaklah signifikan. Sedikit perbedaan hanya terdapat pada tinggi dari *bed* batubara dan dimensi/bentuk dari partikel batubara setiap menitnya. Semakin lama proses pengeringan berlangsung, maka *bed* batubara akan cenderung untuk lebih terangkat pada posisi yang lebih tinggi dan juga cenderung untuk berubah menjadi partikel yang lebih kecil (akibat bertumbukan).



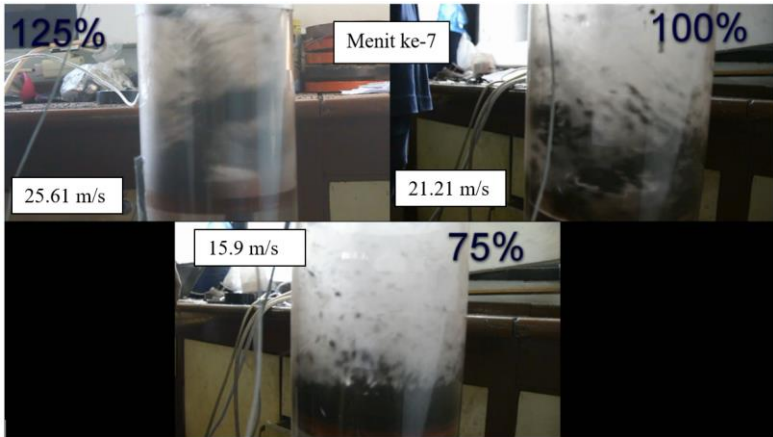
Gambar 4. 21 Tampak atas *bed* batubara pada menit ke-1



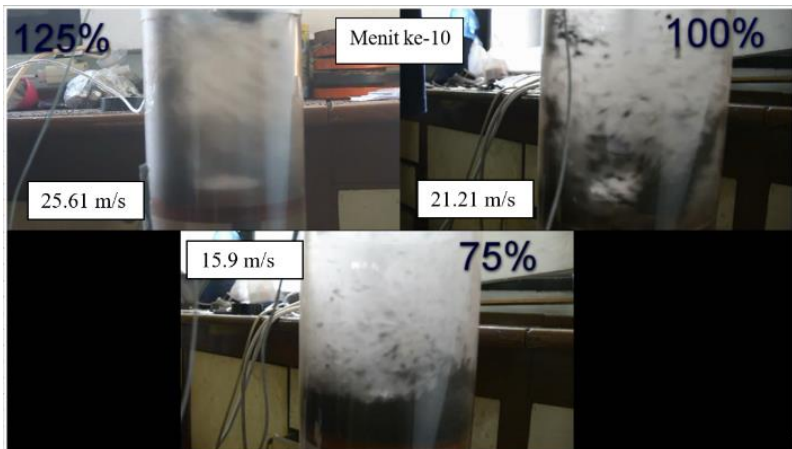
Gambar 4. 22 Tampak atas *bed* batubara pada menit ke-5



Gambar 4. 23 Tampak atas *bed* batubara pada menit ke-18



Gambar 4. 25 Foto Tampak samping *bed* batubara pada menit ke-7



Gambar 4. 24 Foto tampak samping *bed* batubara pada menit ke-10

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## BAB V KESIMPULAN

### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan data dan analisa yang telah dilakukan, dapat disimpulkan beberapa hal yang penting pada penelitian *swirling fluidized bed coal dryer* ini ialah:

1. Total massa air terbesar yang berpindah setelah 22 menit proses pengeringan jatuh pada variasi kecepatan 25.61 m/s ( $125\% U_{mf}$ ) yaitu sebesar 146.39 gram, sedangkan pada variasi 21.21 m/s ( $100\% U_{mf}$ ) dan 15.9 m/s ( $75\% U_{mf}$ ) total massa air yang berpindah adalah 137.01 gram dan 112.7 gram.
2. Perbedaan total massa air yang berpindah selama 22 menit pengeringan antara variasi 21.21 m/s & 25.61 m/s hanya bernilai 9.38 gram, sedangkan antara variasi 15.9 m/s & 21.21 m/s memiliki perbedaan sebesar 24.31 gram.
3. Pada menit ke-1 hingga menit ke-6, kecepatan 25.61 m/s memiliki *drying rate* terbaik. Lalu pada menit ke-6 hingga menit ke-12, kecepatan 21.21 m/s memiliki *drying rate* terbaik, sedangkan pada menit ke-12 hingga menit ke-22 *drying rate* terbaik jatuh kepada kecepatan 15.9 m/s.
4. *Drying rate* rata-rata pada variasi kecepatan 21.21 m/s dan 25.61 m/s hanya berbeda  $\pm 0.55$  gram/menit. Sedangkan selisih antara variasi kecepatan 15.9 m/s dan 21.21 m/s bernilai  $\pm 1.55$  gram/menit.
5. Pada pengeringan batubara dengan kecepatan 15.9 m/s, *bed* batubara tidak dapat terfluidisasi, sedangkan pada kecepatan 21.21 m/s dan 25.61 m/s *bed* batubara terfluidisasi secara *swirl* pada bagian pinggir dari *drying chamber*.
6. Perbedaan data perpindahan massa yang didapatkan antara sisi udara dan sisi batubara pada variasi 15.9 m/s, 21.21 m/s dan 25.61 m/s berturut-turut adalah 2%, 2.9%, dan 7.01%. Ketidaksamaan kedua sudut pandang tersebut dapat

disebabkan oleh beberapa faktor yang telah dibahas sebelumnya.

## 5.2 Saran

Guna mencapai proses pengeringan pada alat *swirling fluidized bed coal dryer* yang baik dan efektif, maka berdasarkan penelitian yang telah dilakukan berikut adalah beberapa saran yang penulis anjurkan untuk dilakukan, yaitu:

1. Berdasarkan hasil eksperimen, proses pengeringan dengan skenario kombinasi dari ketiga variasi kecepatan pada nilai *drying rate* terbesarnya diduga akan memiliki kinerja pengeringan yang lebih baik. Yaitu menggunakan kecepatan 25.61 m/s pada menit ke-1 hingga menit ke-6, lalu dengan 21.21 m/s pada menit ke-6 hingga menit ke-12, sedangkan pada menit ke-12 hingga menit ke-22 menggunakan kecepatan 15.9 m/s.
2. Penggunaan kecepatan 25.61 m/s pada proses pengeringan batubara perlu dipertimbangkan lebih lanjut, karena perbedaan rata rata *drying rate* nya dengan variasi kecepatan 21.21 m/s hanya bernilai 1 gram/menit walaupun menggunakan daya yang lebih besar.
3. Bentuk/ukuran dari batubara setiap menitnya mengalami sedikit perubahan menjadi lebih kecil, hal ini terjadi sangat signifikan pada variasi kecepatan 25.61 m/s. Penyebab pecahnya batubara ini adalah karena adanya tumbukan antar batubara maupun antara batubara dengan dinding *drying chamber*.

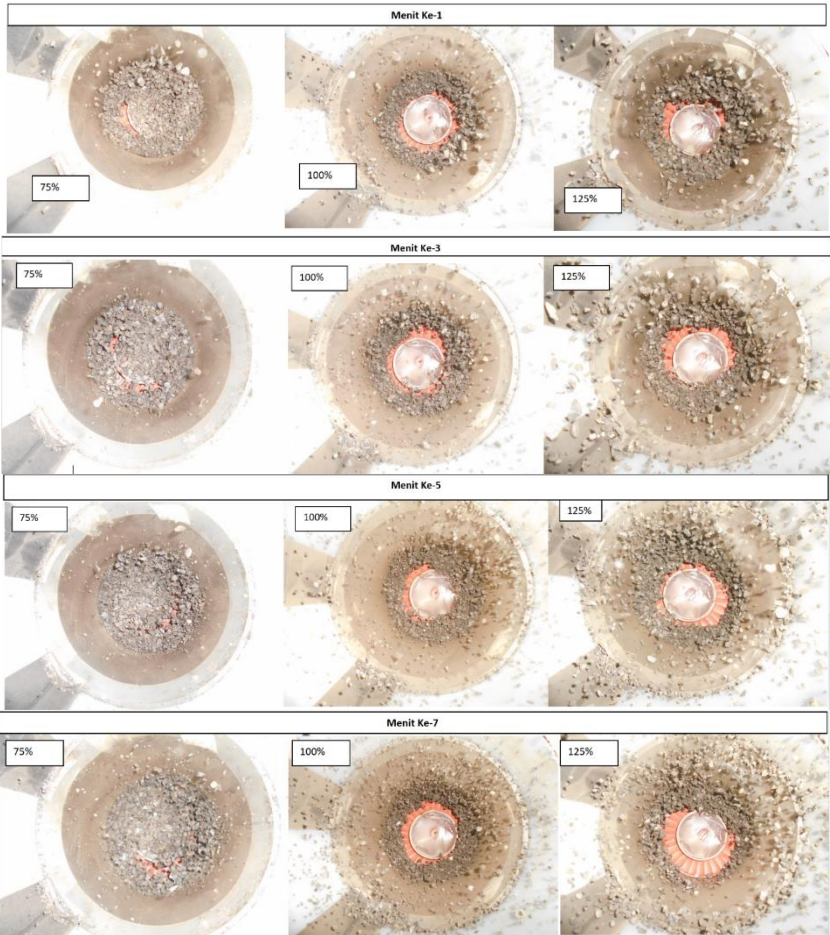
## DAFTAR PUSTAKA

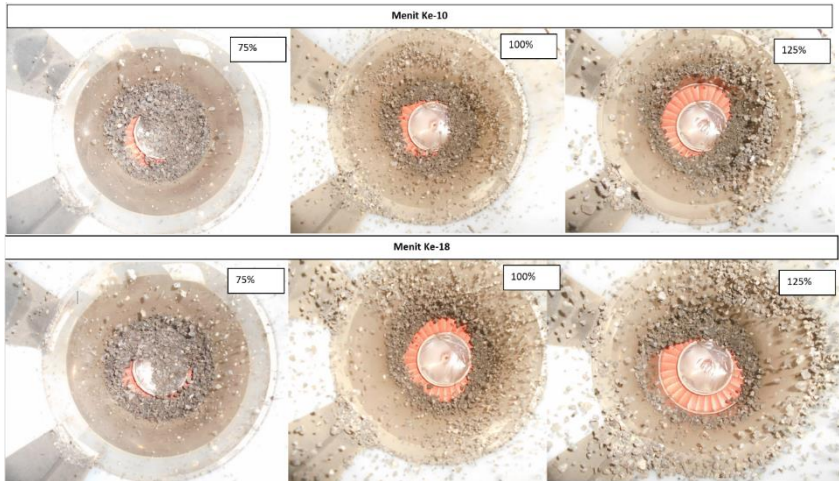
- [1]ASTM D 5142. (2009). *Standard Test Method for Proximate Analysis Sample of Coal and Coke by Instrumental Procedures*. West Conshohocken, PA: ASTM International.
- [2]British Petroleum Company. (2016). *BP statistical review of world energy*. London: British Petroleum Co.
- [3]Incropera, F. P. (2007). *Fundamental of Heat and Mass Transfer 6th edition*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- [4]Kim, H. S., Matsushita, Y., Oomori, M., Harada, T., Miyawaki, J., Yun, S.-H., & Mochida, I. (2012). Fluidized bed drying of Loy Yang brown coal with variation of temperature, relative humidity, fluidization velocity and formulation of its drying rate. *Elsevier Ltd*.
- [5]Moran, M. J., & Shapiro, H. N. (2006). *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (5 ed.). West Sussex: John Wiley & Sons, Inc.
- [6]Mujumdar, A. S. (2015). *Handbook of Industrial Drying*. Boca Raton: CRC Press.
- [7]Permana, D. (2016). Studi Eksperimen Pengaruh Kecepatan Fluidisasi Terhadap Unjuk Kerja Swirling Fluidized Bed Coal Dryer. *Jurnal Teknik ITS*.
- [8]Simanjuntak, M. E., Prabowo, Ichsani, D., & Widodo, W. A. (2016). Transient 3D Modeling of Swirl Fluidized Bed Coal Drying: The Effect of Different Angles of Guide Vane. *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences*, 497-510.
- [9]Speight, J. G. (2005). *Handbook of Coal Analysis*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

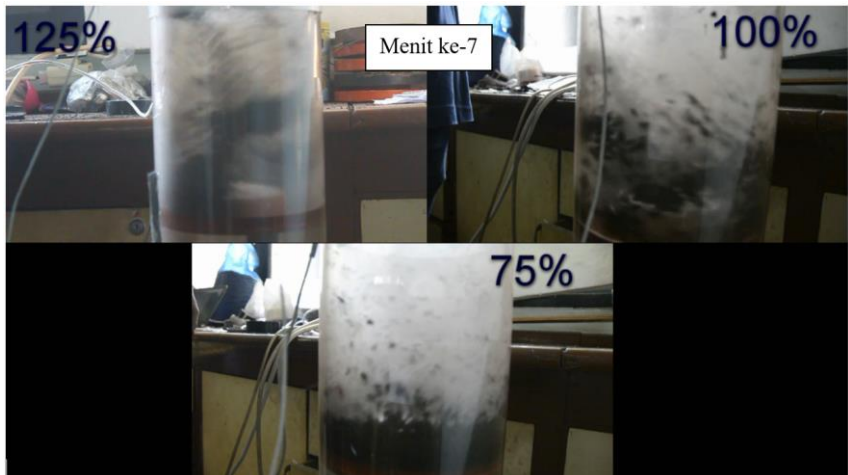
## LAMPIRAN

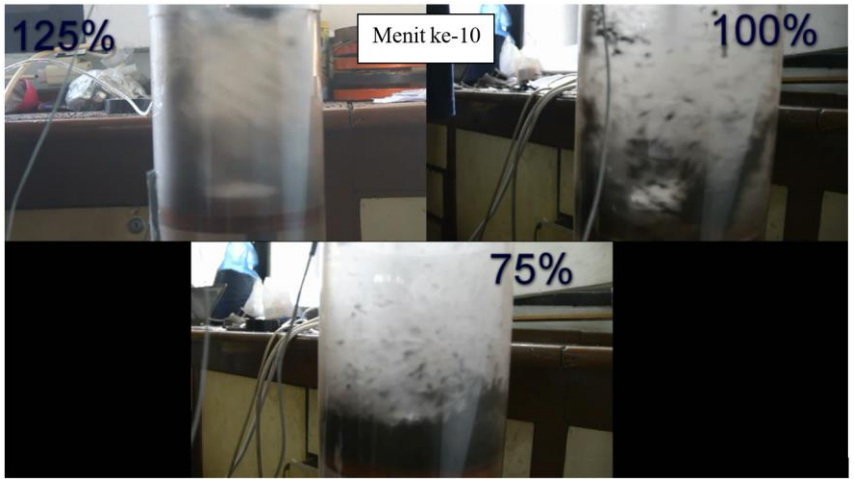
Gambar A.1 Foto tampak atas *bed* batubara





**Gambar A.2 Foto tampak samping *bed* batubara**





**Tabel A.1 Lembar data eksperimen udara pengering**

Waktu (Menit)	75%		100%		125%	
	T.outlet (°C)	RH out (%)	T.outlet (°C)	RH out (%)	T.outlet (°C)	RH out (%)
0	54.4427	0.23339	53.67871	0.2380088	53.32708	0.238009
1	47.48934	0.37256	45.53004	0.401840155	42.78549	0.450193
2	47.7936	0.35783	46.07506	0.3823591	43.85182	0.419112
3	48.40212	0.34199	46.88642	0.363632509	44.90679	0.392759
4	48.70638	0.33451	48.10346	0.337569081	46.41815	0.359416
5	48.70922	0.33079	48.50914	0.328705252	47.17454	0.344231
6	48.9149	0.32244	49.21908	0.316030805	48.07738	0.325995
7	49.01632	0.31910	49.52191	0.308320238	48.7788	0.309531
8	49.22058	0.31552	49.72475	0.302054778	49.58448	0.295144
9	49.42626	0.31059	49.82617	0.298345847	49.93377	0.288267
10	49.52768	0.30665	50.13043	0.291322971	50.23945	0.283394
12	49.9762	0.29913	50.73895	0.281994193	50.94371	0.27276
14	50.54188	0.29116	50.94179	0.2779725	51.05507	0.270589
16	50.64472	0.28740	51.44889	0.269260523	51.20294	0.26722
18	50.96318	0.28306	51.44889	0.268766291	51.45365	0.263528
20	51.16602	0.27972	51.55031	0.267456674	51.75649	0.259766
22	51.26744	0.27759	51.85457	0.262699329	51.90578	0.257256



**Tabel A.2 Lembar data eksperimen batubara**

Waktu (menit)	15.6 m/s ( 75% Umf)		21.21 m/s (100% Umf)		25.61 m/s (125% Umf)	
	Berat basah (gram)	Berat kering (gram)	Berat basah (gram)	Berat kering (gram)	Berat basah (gram)	Berat kering (gram)
0	13.907	9.5641	13.2972	9.206	14.76926 021	10.0438
1	4.094572 716	2.9192	3.657315 985	2.6435	1.691078 683	1.2098
2	3.263961 563	2.3857	4.233040 227	3.1623	2.439275 308	1.8165
3	2.929060 293	2.1861	5.387714 018	4.1397	2.010799 57	1.55
4	3.236741 59	2.4616	3.657322 146	2.8792	3.365606 634	2.6675
5	2.720692 387	2.102	4.688984 577	3.7698	3.090209 064	2.5124
6	2.479740 599	1.939	5.504324 932	4.512	1.594293 325	1.325
7	2.729914 382	2.1572	4.946812 623	4.1219	1.783103 304	1.5038
8	2.880048 591	2.299	4.010954 257	3.3863	1.447992 929	1.2358
9	1.834535 348	1.4772	2.816733 552	2.405	1.037356 866	0.8937
10	2.359964 829	1.914	3.379190 725	2.9086	2.079488 528	1.8065
12	3.966666 698	3.2613	4.800319 376	4.1955	0.991011 935	0.8738
14	1.667680 216	1.3899	3.875513 33	3.4308	2.423726 499	2.1641
16	2.889333 949	2.4336	3.381520 469	3.0188	3.323909 878	2.9927
18	4.480340 764	3.813	2.131119 09	1.917	2.036606 864	1.8473
20	2.140554 082	1.838	1.312040 332	1.1895	2.365347 728	2.162
22	3.009972 669	2.6062	1.064514 022	0.9709	1.432470 956	1.3173

Tabel A.3 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 15.9 m/s

No	v (m/s)	t (Menit)	S u d u t ( <sup>o</sup> )	A (m <sup>2</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /s)	Sisi Udara														
						T.i nle t ( <sup>o</sup> C)	RH in (%)	T.o utle t ( <sup>o</sup> C)	Atm. Press ure (Pa)	RH out (%)	T. wb ( <sup>o</sup> C)	h (kJ/ kg)	ω Inl et (g/ kg)	ω (kgH <sub>2</sub> O/kg Air)	ρ uda ra (kg /m <sup>3</sup> )	m (kg /s)	Massa Udara selama t menit (kg)	Uap Air pada Udara (kg)	Δω (g/ kg)	ΔMass a Uap Air (g)
0	2 7. 9 2	0	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	54. 442 7	1013 25	0.2 333 91	32. 803 82	114 .06 89	0.0 227 88	0.022 788	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1061	0	0.0000
1		1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	47. 489 34	1013 25	0.3 725 63	32. 884 22	114 .95 79	0.0 227 88	0.025 946	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1208	0.0 031 59	14.702 7	
2		2 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	47. 793 6	1013 25	0.3 578 32	32. 651 21	113 .55 29	0.0 227 88	0.025 28	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1177	0.0 024 92	11.601 0	
3		3 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	48. 402 12	1013 25	0.3 419 99	32. 598 1	113 .20 32	0.0 227 88	0.024 898	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1159	0.0 021 1	9.8216	
4		4 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	48. 706 38	1013 25	0.3 345 14	32. 577 47	113 .06 37	0.0 227 88	0.024 72	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1151	0.0 019 33	8.9959	
5		5 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	48. 709 22	1013 25	0.3 307 92	32. 453 65	112 .33 53	0.0 227 88	0.024 438	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1138	0.0 016 5	7.6823	
6		6 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	48. 914 9	1013 25	0.3 224 46	32. 322 24	111 .55 51	0.0 227 88	0.024 054	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1120	0.0 012 66	5.8928	
7	7 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	49. 016 32	1013 25	0.3 191 01	32. 282 12	111 .31 56	0.0 227 88	0.023 92	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1113	0.0 011 32	5.2714		

8	8	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	49. 220 58	1013 25	0.3 155 25	32. 309 18	111 .46 13	0.0 227 88	0.023 894	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1112	0.0 011 06	5.1477
9	9	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	49. 426 26	1013 25	0.3 105 97	32. 287 91	111 .32 56	0.0 227 88	0.023 758	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1106	0.0 009 7	4.5163
1 0	10	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	49. 527 68	1013 25	0.3 066 54	32. 222 56	110 .94	0.0 227 88	0.023 568	1.0 631 04	0.0 793 46	4.6547	0.1097	0.0 007 81	3.6331
1 1	12	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	49. 976 2	1013 25	0.2 991 35	32. 280 5	111 .25 07	0.0 227 88	0.023 506	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2188	0.0 007 19	6.6912
1 2	14	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	50. 541 88	1013 25	0.2 911 6	32. 398 81	111 .90 78	0.0 227 88	0.023 531	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2191	0.0 007 43	6.9182
1 3	16	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	50. 644 72	1013 25	0.2 874 05	32. 332 92	111 .51 73	0.0 227 88	0.023 339	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2173	0.0 005 51	5.1302
1 4	18	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	50. 963 18	1013 25	0.2 830 61	32. 398 57	111 .88 2	0.0 227 88	0.023 351	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2174	0.0 005 63	5.2396
1 5	20	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	51. 166 02	1013 25	0.2 797 25	32. 416 93	111 .97 76	0.0 227 88	0.023 305	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2170	0.0 005 18	4.8192
1 6	22	1 0	0.0 026 73	0.0 746 37	54. 44 27	0.2 333 91	51. 267 44	1013 25	0.2 775 93	32. 407 62	111 .91 73	0.0 227 88	0.023 241	1.0 631 04	0.0 793 46	9.3094	0.2164	0.0 004 53	4.2213

**Tabel A.4 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 21.21 m/s**

21.21 m/s																					
No	v	t	S u d ut	A (m <sup>2</sup> )	Q	Sisi Udara															
						T.i nlet	RH in	T.o utlet	Atm. Press ure	RH out	T. wb	h	ω Inl et	ω	P uda ra	m	Massa Udara selama t menit	Uap Air pada Udara	Δω	ΔMas sa Uap Air	
						(°C)	%	(°C)	Pa	%	(°C)	(kJ/kg)	(g/kg)	(kgH <sub>2</sub> O/kg Air)	(kg/m <sup>3</sup> )	(kg/s)	(kg)	(kg)	(g/kg)	(g)	
0	3 7. 2 9	0	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	53. 678 71	0.2 380 09	1013 25	0.2 380 09	32. 482 77	112 .21 76	0.0 223 84	0.022 384	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1427	0	0.0000
1		1	0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	45. 530 04	1013 25	0.4 018 4	32. 233 54	111 .23 48	0.0 223 84	0.025 305	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1613	0.0 029 22	18.624 1	
2		2	0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	46. 075 06	1013 25	0.3 823 59	32. 084 35	110 .33 93	0.0 223 84	0.024 737	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1577	0.0 023 53	15.002 7	
3		3	1	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	46. 886 42	1013 25	0.3 636 33	32. 137 75	110 .60 11	0.0 223 84	0.024 509	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1562	0.0 021 25	13.545 1	
4		4	1	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	48. 103 46	1013 25	0.3 375 69	32. 224 93	111 .03 59	0.0 223 84	0.024 182	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1542	0.0 017 99	11.465 7	
5		5	1	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	48. 509 14	1013 25	0.3 287 05	32. 232 74	111 .05 79	0.0 223 84	0.024 026	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1532	0.0 016 43	10.470 7	
6		6	1	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	49. 219 08	1013 25	0.3 160 31	32. 325 78	111 .55 81	0.0 223 84	0.023 932	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1526	0.0 015 48	9.8665	
7	7	1	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	49. 521 91	1013 25	0.3 083 2	32. 277 65	111 .26 04	0.0 223 84	0.023 694	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1510	0.0 013 1	8.3525		

8	8	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	49. 724 75	1013 25	0.3 020 55	32. 202 3	110 .81 12	0.0 223 84	0.023 439	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1494	0.0 010 55	6.7250
9	9	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	49. 826 17	1013 25	0.2 983 46	32. 142 28	110 .45 81	0.0 223 84	0.023 262	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1483	0.0 008 78	5.5954
1 0	10	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	50. 130 43	1013 25	0.2 913 23	32. 106 49	110 .23 4	0.0 223 84	0.023 052	1.0 658 36	0.1 062 48	6.3749	0.1470	0.0 006 68	4.2603
1 1	12	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	50. 738 95	1013 25	0.2 819 94	32. 196 8	110 .72 11	0.0 223 84	0.022 994	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2932	0.0 006 1	7.7778
1 2	14	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	50. 941 79	1013 25	0.2 779 72	32. 189 08	110 .66 47	0.0 223 84	0.022 89	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2918	0.0 005 06	6.4561
1 3	16	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	51. 448 89	1013 25	0.2 692 61	32. 212 89	110 .77 35	0.0 223 84	0.022 727	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2898	0.0 003 43	4.3792
1 4	18	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	51. 448 89	1013 25	0.2 687 66	32. 193 5	110 .66 12	0.0 223 84	0.022 684	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2892	0.0 003	3.8279
1 5	20	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	51. 550 31	1013 25	0.2 674 57	32. 213 87	110 .77 33	0.0 223 84	0.022 686	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2892	0.0 003 02	3.8565
1 6	22	1 0	0.0 026 73	0.0 996 85	53. 678 71	0.2 380 09	51. 854 57	1013 25	0.2 626 99	32. 240 05	110 .90 76	0.0 223 84	0.022 615	1.0 658 36	0.1 062 48	12.7497	0.2883	0.0 002 31	2.9500

Tabel A.5 Perhitungan sisi udara pengeringan kecepatan 25.61 m/s

25.61 m/s																					
No	v	t	S u d u t	A (m <sup>2</sup> )	Q	Sisi Udara															
						T.i nlet	RH in	T.o utlet	Atm. Press ure	RH out	T. wb	h	ω Inlet	ω	ρ udara	m	Massa Udara selama t menit	Uap Air pada Udara	Δω	ΔMas sa Uap Air	
						(°C)	%	(°C)	Pa	%	(°C)	(kJ/ kg)	(g/ kg)	(kgH 2O/kg Air)	(kg /m <sup>3</sup> )	(kg /s)	(kg)	(kg)	(g/ kg)	(g)	
0	46.5 48	0	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	53. 327 08	1013 25	0.2 380 09	32. 241 61	110 .83 2	0.0 219 93	0.021 993	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1715	0	0.000 0	
1		1	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	42. 785 49	1013 25	0.4 501 93	31. 365 79	106 .44 55	0.0 219 93	0.024 569	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1916	0.0 025 77	20.08 97	
2		2	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	43. 851 82	1013 25	0.4 191 12	31. 389 59	106 .51 85	0.0 219 93	0.024 163	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1884	0.0 021 71	16.92 45	
3		3	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	44. 906 79	1013 25	0.3 927 59	31. 477 75	106 .95 31	0.0 219 93	0.023 903	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1864	0.0 019 1	14.89 10	
4		4	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	46. 418 15	1013 25	0.3 594 16	31. 645 96	107 .81 54	0.0 219 93	0.023 622	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1842	0.0 016 3	12.70 55	
5		5	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	47. 174 54	1013 25	0.3 442 31	31. 740 43	108 .30 78	0.0 219 93	0.023 506	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1833	0.0 015 13	11.79 65	
6		6	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	48. 077 38	1013 25	0.3 259 95	31. 818 07	108 .69 8	0.0 219 93	0.023 29	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1816	0.0 012 98	10.11 87	
7		7	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	48. 778 8	1013 25	0.3 095 31	31. 773 07	108 .40 21	0.0 219 93	0.022 892	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1785	0.0 009	7.014 5	

8	8	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	49. 584 48	1013 951 25	0.2 951 44	31. 850 05	108 .79 46	0.0 219 93	0.022 718	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1771	0.0 007 25	5.654 4
9	9	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	49. 933 77	1013 882 25	0.2 882 67	31. 851 4	108 .78 24	0.0 219 93	0.022 572	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1760	0.0 005 79	4.517 4
1 0	10	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	50. 239 45	1013 833 25	0.2 833 94	31. 890 5	108 .98 82	0.0 219 93	0.022 528	1.0 672 23	0.1 327 98	7.7964	0.1756	0.0 005 35	4.173 0
1 1	12	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	50. 943 71	1013 727 25	0.2 727 6	31. 990 1	109 .51 8	0.0 219 93	0.022 448	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3500	0.0 004 55	7.095 8
1 2	14	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	51. 055 07	1013 705 25	0.2 705 89	31. 985 21	109 .48 36	0.0 219 93	0.022 389	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3491	0.0 003 97	6.188 3
1 3	16	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	51. 202 94	1013 672 25	0.2 672 2	31. 958 72	109 .32 34	0.0 219 93	0.022 268	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3472	0.0 002 75	4.295 8
1 4	18	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	51. 453 65	1013 635 25	0.2 635 28	31. 990 48	109 .49 12	0.0 219 93	0.022 232	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3467	0.0 002 39	3.726 1
1 5	20	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	51. 756 49	1013 597 25	0.2 597 66	32. 053 73	109 .83 71	0.0 219 93	0.022 243	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3468	0.0 002 5	3.898 7
1 6	22	1 0	0.0 026 73	0.1 244 34	53. 327 08	0.2 380 09	51. 905 78	1013 572 25	0.2 572 56	32. 057 48	109 .85 01	0.0 219 93	0.022 187	1.0 672 23	0.1 327 98	15.5929	0.3460	0.0 001 95	3.038 3

**Tabel A.6 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 15.9 m/s**

No	v	t	Sisi Batubara						Drying Rate
			Berat Basah	Berat Kering	Massa Uap Air	MC	Uap Air pada Batubara	ΔMassa Uap Air	
			(g)	(g)	(g)	(%)	(g)	(g)	
0	27.92	0	13.907	9.5641	4.3429	0.312281585	187.3689509	0.0000	0
1		1	4.094572716	2.9192	1.175372716	0.287056257	172.2337539	15.1352	15.13519696
2		2	3.263961563	2.3857	0.878261563	0.269078403	160.3452804	11.8885	11.88847351
3		3	2.929060293	2.1861	0.742960293	0.253651417	150.3243474	10.0209	10.020933
4		4	3.23674159	2.4616	0.77514159	0.239482074	141.2255502	9.0988	9.098797247
5		5	2.720692387	2.1020	0.618692387	0.22740255	133.3660615	7.8595	7.859488634
6		6	2.479740599	1.9390	0.540740599	0.218063373	127.295578	6.0705	6.070483533
7		7	2.729914382	2.1572	0.572714382	0.209792067	121.9469324	5.3486	5.348645606
8		8	2.880048591	2.2990	0.581048591	0.201749579	116.7212741	5.2257	5.225658328
9		9	1.834535348	1.4772	0.357335348	0.194782482	112.1295096	4.5918	4.591764416
10		10	2.359964829	1.9140	0.445964829	0.188970964	108.4373468	3.6922	3.692162843
11		12	3.966666698	3.2613	0.705366698	0.177823536	101.6209526	6.8164	3.40819712
12	14	1.667680216	1.3899	0.277780216	0.166566836	94.52736226	7.0936	3.546795151	



13		16	2.889333949	2.4336	0.455733949	0.15772976	89.24924267	5.2781	2.639059798
14		18	4.480340764	3.8130	0.667340764	0.148948662	83.8502156	5.3990	2.699513535
15		20	2.140554082	1.8380	0.302554082	0.141343816	78.93582096	4.9144	2.457197318
16		22	3.009972669	2.6062	0.403772669	0.134144962	74.62835577	4.3075	2.153732596

**Tabel A.7 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 21.21 m/s**

No	v	t	Sisi Batubara						Drying Rate
			Berat Basah	Berat Kering	Massa Uap Air	MC	Uap Air pada Batubara	ΔMassa Uap Air	
	(m/s)	(Menit)	(g)	(g)	(g)	(%)	(g)	(g)	(gr/min)
0	37.29	0	13.2972	9.206	4.0912	0.307673796	184.6042776	0.0000	0
1		1	3.657315985	2.6435	1.013815985	0.277202186	165.3074954	19.2968	19.29678219
2		2	4.233040227	3.1623	1.070740227	0.252948276	149.7731135	15.5344	15.53438189
3		3	5.387714018	4.1397	1.248014018	0.231640732	135.9086972	13.8644	13.86441637
4		4	3.657322146	2.8792	0.778122146	0.212757344	124.0512773	11.8574	11.85741984
5		5	4.688984577	3.7698	0.919184577	0.196030625	113.3793349	10.6719	10.67194242
6		6	5.504324932	4.5120	0.992324932	0.180280951	103.2777823	10.1016	10.10155257
7		7	4.946812623	4.1219	0.824912623	0.166756392	94.70503792	8.5727	8.572744394
8		8	4.010954257	3.3863	0.624654257	0.155737068	87.82224009	6.8828	6.882797827
9		9	2.816733552	2.4050	0.411733552	0.146174121	82.01783136	5.8044	5.804408736
10		10	3.379190725	2.9086	0.470590725	0.139261369	77.66851723	4.3493	4.349314127
11		12	4.800319376	4.1955	0.604819376	0.125995653	69.66517489	8.0033	4.00167117
12		14	3.87551333	3.4308	0.44471333	0.114749529	63.00228508	6.6629	3.331444903
13	16	3.381520469	3.0188	0.362720469	0.107265496	58.53051759	4.4718	2.235883747	

14	18	2.13111909	1.9170	0.21411909	0.100472607	54.60978904	3.9207	1.960364277
15	20	1.312040332	1.1895	0.122540332	0.093396772	50.64132652	3.9685	1.984231256
16	22	1.064514022	0.9709	0.093614022	0.087940619	47.58929273	3.0520	1.526016894

**Tabel A.8 Perhitungan sisi batubara pengeringan kecepatan 25.61 m/s**

No	v	t	Sisi Batubara						Drying Rate
			Berat Basah	Berat Kering	Massa Uap Air	MC	Uap Air pada Batubara	ΔMassa Uap Air	
	(m/s)	(Menit)	(g)	(g)	(g)	(%)	(g)	(g)	(gr/min)
0	46.548	0	14.76926021	10.0438	4.725460212	0.319952397	191.9714384	0.0000	0
1		1	1.691078683	1.2098	0.481278683	0.284598634	170.2779016	21.6935	21.69353678
2		2	2.439275308	1.8165	0.622775308	0.255311611	152.1324391	18.1455	18.14546248
3		3	2.01079957	1.5500	0.46079957	0.229162358	136.0900933	16.0423	16.04234585
4		4	3.365606634	2.6675	0.698106634	0.207423716	122.4823019	13.6078	13.60779135
5		5	3.090209064	2.5124	0.577809064	0.186980574	109.8329558	12.6493	12.64934618
6		6	1.594293325	1.3250	0.269293325	0.168910778	98.94940932	10.8835	10.88354645
7		7	1.783103304	1.5038	0.279303304	0.15663888	91.48112109	7.4683	7.46828823
8		8	1.447992929	1.2358	0.212192929	0.146542794	85.37255504	6.1086	6.108566051
9		9	1.037356866	0.8937	0.143656866	0.138483555	80.53376575	4.8388	4.838789284
10		10	2.079488528	1.8065	0.272988528	0.131276766	76.06973916	4.4640	4.464026591
11		12	0.991011935	0.8738	0.117211935	0.118274998	68.41851262	7.6512	3.825613273
12	14	2.423726499	2.1641	0.259626499	0.107118728	61.70532073	6.7132	3.356595944	

13	16	3.323909878	2.9927	0.331209878	0.099644663	57.06870513	4.6366	2.318307801
14	18	2.036606864	1.8473	0.189306864	0.09295209	53.04641364	4.0223	2.011145743
15	20	2.365347728	2.1620	0.203347728	0.085969486	48.85819466	4.1882	2.094109487
16	22	1.432470956	1.3173	0.115170956	0.080400203	45.57788804	3.2803	1.640153312

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BIODATA PENULIS



Alim Jabbar Ibrahim lahir di Serang pada 25 Maret 1996, merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK III YPWKS Cilegon (2000-2001), SD Al-Azhar Syifa Budi YPWKS (2001-2007), SMP N 1 Cilegon (2007-2010), SMA N 22 Bandung (2011-2011), dan SMA N 3 Bandung (2010-2013). Penulis melanjutkan pendidikan kuliah di Jurusan Teknik Mesin, Institut Teknologi Sepuluh Nopember dengan NRP 2113100188.

Penulis mengambil Bidang Studi Konversi Energi di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS. Penulis berkegiatan dalam bidang akademik diantaranya menjadi asisten pada mata kuliah Mesin Konversi Energi dan Sistem Dinamik & Pengendalian Otomatis pada tahun 2016. Lalu menjadi Asisten pada mata kuliah Termodinamika pada tahun 2017. Selain itu, penulis juga menjadi asisten praktikum Perpindahan Panas dan Massa pada tahun 2016 dan 2017.