



UNIVERSITAS INDONESIA

**OPTIMASI OPERASIONAL FLUIDIZED BED
COMBUSTOR UNTUK PEMBAKARAN CANGKANG
KELAPA**

SKRIPSI

REZA KURNIA

0606073505

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



UNIVERSITAS INDONESIA

**OPTIMASI OPERASIONAL FLUIDIZED BED
COMBUSTOR UNTUK PEMBAKARAN CANGKANG
KELAPA**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana teknik

REZA KURNIA

0606073505

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

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi dengan judul :

OPTIMASI OPERASIONAL FLUIDIZED BED COMBUSTOR UNTUK PEMBAKARAN CANGKANG KELAPA

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi sarjana teknik pada program studi Teknik Mesin, Departemen Teknik Mesin, Universitas Indonesia. Sejauh yang saya ketahui skripsi ini bukan tiruan atau duplikasi yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di perguruan tinggi atau instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 22 Juni 2010

Reza Kurnia.

NPM : 0606073505

Universitas Indonesia

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :
Nama : Reza Kumia
NPM : 06 06 07 35 05
Program Studi : Teknik Mesin
Judul Skripsi : OPTIMASI OPERASIONAL FLUIDIZED BED
COMBUSTOR UNTUK PEMBAKARAN
CANGKANG KELAPA

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Eng

Penguji : Prof. Dr. I Made K Dhiputra Dipl.-Ing

Penguji : Dr. Ir. Agus Pamitran, M.Eng

Penguji : Dr. Ir. Danardono, M.Eng

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 12 Juli 2010

Universitas Indonesia

UCAPAN TERIMA KASIH

Puji syukur saya panjatkan kepada ALLAH SWT, karena atas berkat rahmat dan karunia-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Penulisan ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Mesin Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa tanpa bantuan, bimbingan serta motivasi dari berbagai pihak maka sangatlah sulit bagi saya untuk dapat menyelesaikan skripsi ini. Oleh Karena itu, saya ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Eng, selaku dosen pembimbing yang telah bersedia untuk meluangkan waktu, tenaga, pikiran dan segala perhatiannya kepada saya sehingga saya selalu termotivasi dan mendapatkan semangat baru untuk dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Saya pribadi ingin meminta maaf jika selama ini saya ada kesalahan selama masa bimbingan;
2. Ayah dan Ibu tercinta, Ir. H. Soetarmo dan Hj. Arneli yang telah memberikan pengertian, perhatian serta kasih sayangnya yang begitu besar kepada saya. Saya sadar apa yang ayah dan ibu berikan semata-mata agar saya mendapatkan yang terbaik dalam hidup ini. Saya sangat beruntung karena hal yang paling indah di dunia ini adalah memiliki kedua orang tua seperti ayah dan ibu saya. serta kedua kakak saya, Putri Rizki Arlita, S.sos dan Anisa Novita, S.st yang selalu membantu kesulitan saya dan memotivasi saya agar saya bisa mencapai yang terbaik.
3. Dr. Ir. Agus Pamitran, M.Eng, selaku salah satu dosen Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia yang telah memberikan saya pemahaman dan pandangannya mengenai rancangan desain yang ada.
4. Seluruh sahabat saya (Dipo Andika S, Chairul Octora, Anggariawan Adi P, Danal Arfad, Priya Nugraha, Danang Eka P, R. Achmad Fakhri H, R. Achmad Farid H, Edwin Waskito J , Septian, Ricky Rafiandi) yang telah bercanda tawa, suka duka, senang dan sedih bersama selama hampir empat tahun kita

menjadi mahasiswa. Kalian adalah arti dari sebuah persahabatan dan kekeluargaan. Kalian mengajarkan banyak hal dalam hidup ini. Tidak selamanya persahabatan ini berjalan baik, adakala diantara kita salah paham atau terjadi perbedaan pendapat. namun seiring berjalannya waktu kita semua belajar mendewasakan diri dan mengintrospeksi diri agar menjadi pribadi yang lebih baik.

5. Keluarga besar Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia termasuk di dalamnya mahasiswa, dosen beserta karyawan yang ada.
6. Seluruh pihak yang tidak dapat saya ucapkan satu persatu. Terima kasih banyak atas segala hal yang begitu berarti dalam perjalanan hidup saya.

Akhir kata, saya berharap ALLAH SWT berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini bisa membawa manfaat bagi kita semua pada khususnya dan pengembangan ilmu pengetahuan pada umumnya.

Depok, Juni 2010

Reza Kurnia

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

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

Nama : Reza Kurnia
NPM : 0606073505
Program Studi : Teknik Mesin
Departemen : Teknik Mesin
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Skripsi

demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif** (*Non-exclusive Royalty-Free Right*) atas karya ilmiah saya yang berjudul :

OPTIMASI OPERASIONAL FLUIDIZED BED COMBUSTOR UNTUK PEMBAKARAN CANGKANG KELAPA

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : 12 Juli 2010

Yang menyatakan

(Reza Kurnia)

ABSTRAK

Nama : Reza Kurnia
Program Studi : Teknik Mesin
Judul : Optimasi Operasional Fluidized Bed Combustor Untuk Pembakaran Cangkang Kelapa

Kebanyakan sumber energi berasal dari sumber energi fosil yang tidak terbaharukan dan seiring berjalannya waktu maka sumber energi tersebut akan habis. Dan juga dengan penggunaan bahan bakar fosil tersebut mengakibatkan dampak pemanasan global di dunia saat ini. Oleh karena itu dibutuhkan energi alternatif yang dapat menjawab permasalahan-permasalahan yang ada. Salah satu energi alternatif yang bisa digunakan tersebut adalah energi biomassa. Indonesia memiliki potensi biomassa yang cukup besar. Limbah organik padat seperti cangkang, ranting pohon, daun, dll dapat dimanfaatkan sebagai energi alternatif. *Fluidized Bed Combustor* merupakan alat yang dapat digunakan untuk memanfaatkan energi biomassa menjadi energi panas. *Fluidized Bed Combustor* yang terdapat di Universitas Indonesia masih memiliki berbagai kendala dalam pengoperasiannya. Dan juga dalam hal ini kita perlu mengetahui kesetimbangan panas yang ada agar kita mengetahui efisiensi alat ini serta bisa memanfaatkan energi tersebut.

Modifikasi dilakukan dalam rangka perbaikan sistem kerja *Fluidized Bed Combustor* yaitu ditambahkan *cooling feeder* untuk mengatasi kendala tidak bekerjanya sistem *feeder*. Selain itu dibuat sistem pendistribusian bahan bakar yang baru dalam bentuk sekat engsel. Dilakukan juga perhitungan *heat balance* dari *Fluidized Bed Combustor* UI.

Hasil perhitungan yang ada bahwa nilai energi yang dihasilkan cukup besar dengan nilai maksimal yang dihasilkan dapat mencapai 100 MJ/s atau setara dengan 100 MW. Dengan asupan bahan bakar yang lebih banyak maka dapat dihasilkan energi yang lebih besar lagi. Proyek ini akans sangat baik untuk mengatasi wilayah yang masih kurang akan sumber daya listrik.

Kata kunci

Fluidized Bed Combustion, Biomassa, Energi Alternatif, modifikasi, heat balance.

ABSTRACT

Name : Reza Kurnia
Study Program : Mechanical Engineering
Title : Optimization Operational Fluidized Bed Combustor for Coconut Shell Combustion

Most sources of energy derived from fossil energy sources are not renewable and over time it will run out of energy sources. And also with the use of fossil fuels cause global warming impact in the world today. Therefore, it needs alternative energy that can answer the problems that exist. One of the alternative energy that can be used is biomass energy. Indonesia has a large biomass potential. Solid organic wastes such as shells, twigs, leaves, etc. can be utilized as an alternative energy. Fluidized bed combustor is a device that can be used to utilize biomass energy into heat energy. Fluidized Bed combustor located at the University of Indonesia still has many obstacles in its operation. And also in this case we need to know that there is a hot equilibrium so that we know the efficiency of this tool and can take advantage of energy.

Modifications carried out in order to improve the work system Fluidized Bed combustor is added to the feeder for cooling does not overcome the workings of the feeder system. Besides the fuel distribution system created a new bulkhead in the form of hinges. Heat balance calculations are also done from Fluidized Bed combustor UI.

The results of existing calculations that the value of energy produced large enough to produce maximum value can reach 100 MJ/s or equal to 100 MW. With a fuel intake more energy then can be generated even greater. This project will be very good to deal with areas that still lack electricity resources.

Keywords

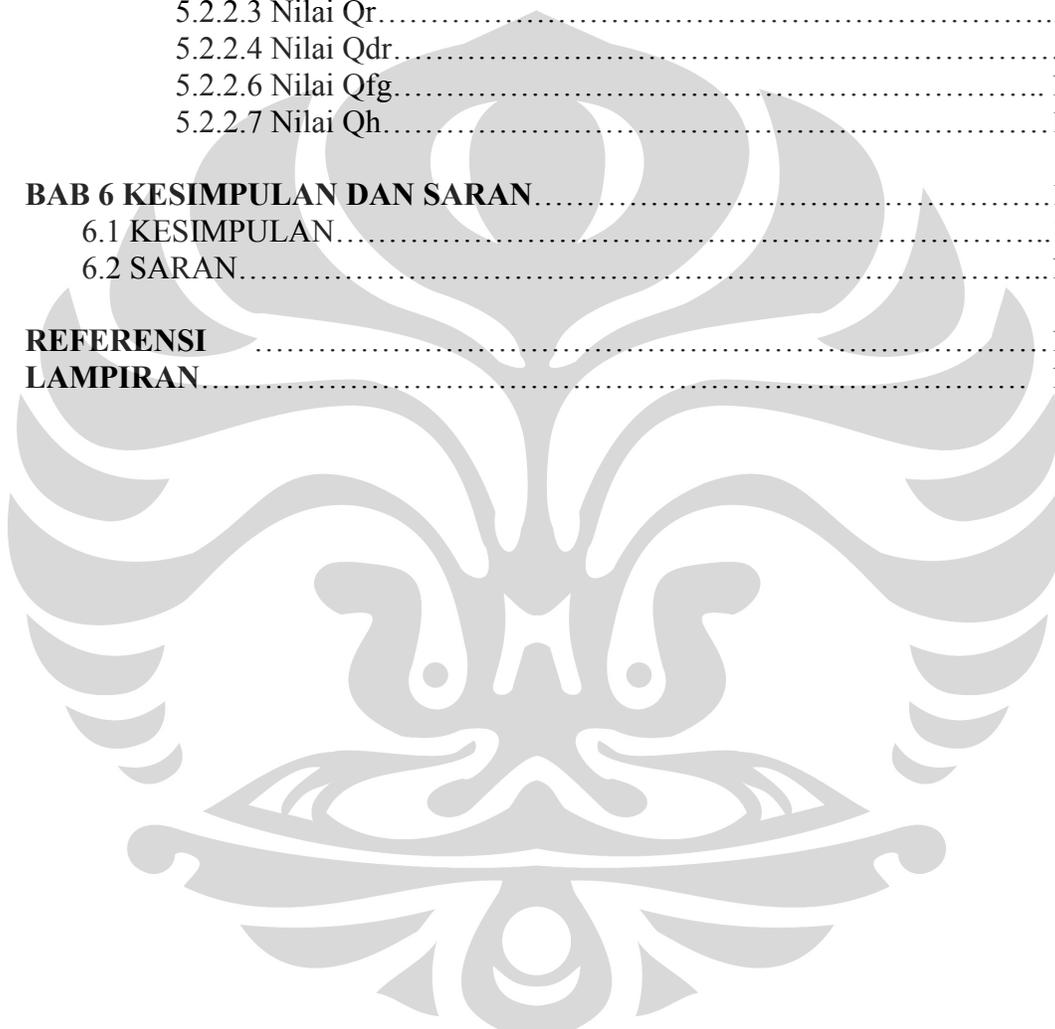
Fluidized bed combustor, Biomass Energy, Cooling feeder, Heat Balance

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
UCAPAN TERIMA KASIH.....	iv
LEMBAR PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH	vi
ABSTRAK	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR SIMBOL.....	xv
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Judul Penelitian.....	1
1.2 Latar Belakang Masalah.....	1
1.3 Pokok Permasalahan.....	6
1.4 Tujuan Penulisan.....	8
1.5 Pembatasan Masalah.....	8
1.6 Metodologi Penelitian.....	8
1.7 Sistematika Penulisan.....	9
BAB II LANDASAN TEORI	11
2.1 Energi Biomassa	11
2.1.1 Jenis-Jenis Biomassa	11
2.1.1.1 Solid Biomassa.....	11
2.1.1.2 Biogas	12
2.1.1.3 Liquid Biofuel	12
2.1.2 Teknologi Pengkonversian Energi Biomassa	12
2.1.2.1 Proses Thermal	12
2.1.2.2 Proses Biologis	14
2.1.3 Kelebihan dan Kekurangan Biomassa.....	16
2.2 Karakteristik Biomassa	17
2.3 Sistem Reaksi Pembakaran	21
2.3.1 Hal-Hal yang Harus Diperhatikan dalam Proses Pembakaran	22
2.3.2 Komponen-Komponen Utama Reaksi Pembakaran	22
2.4 Fluidized Bed Combustor.....	25
2.4.1 Jenis-Jenis <i>Fluidized Bed Combustor</i>	28
2.4.2 Pinsip Kerja <i>Fluidized Bed Combustor</i>	29
2.4.3 Bagian-Bagian <i>Fluidized Bed Combustor</i>	31
2.4.3.1 <i>Fluidization Vessel</i>	31
2.4.3.2 <i>Solid Feeder</i>	34
2.4.3.3 <i>Burner</i>	35
2.4.3.4 <i>Bed Material</i>	36

2.4.3.5 <i>Cyclone Separator</i>	38
2.4.3.6 <i>Blower</i>	39
2.4.3.7 <i>Instrumentasi</i>	39
2.5 Fenomena Fluidisasi	41
2.5.1 Proses Fluidisasi	41
2.5.2 Kondisi Fluidisasi.....	41
2.5.3 Jenis-Jenis Fluidisasi.....	43
2.5.3.1 Fluidisasi Partikulat (<i>Particulate Fluidization</i>)	43
2.5.3.2 Fluidisasi Gelembung (<i>Bubbling Fluidization</i>)	44
2.5.4 Parameter-Parameter Fluidisasi.....	45
2.5.4.1 Ukuran Partikel.....	45
2.5.4.2 Massa Jenis Padatan	45
2.5.4.3 <i>Sphericity</i>	46
2.5.4.4 <i>Bed voidage</i>	46
2.5.4.5 Kecepatan Fluidisasi Minimum	46
2.5.4.6 Penurunan Tekanan Melintas Hamparan	47
2.5.4.7 Penurunan Tekanan Melintas <i>Distributor</i>	48
2.5.4.8 Klasifikasi Pasir.....	50
2.5.4.9 Daerah Batas Fluidisasi (<i>fluidization regimes</i>).....	54
BAB 3 PERTIMBANGAN DESAIN MODIFIKASI FLUIDIZED BED	
COMBUSTION	56
3.1 SISTEM FEEDER.....	57
3.1.1 Screw Conveyor FBC UI.....	57
3.1.2 Modifikasi Sistem Feeder.....	58
3.2 SISTEM PENDISTRIBUSIAN BAHAN BAKAR.....	62
3.3 DESAIN KESELURUHAN MODIFIKASI FBC.....	65
BAB 4 PERSIAPAN DAN PROSEDUR KALKULASI	66
4.1 PERHITUNGAN COOLING FEEDER.....	66
4.2 PERHITUNGAN HEAT BALANCE.....	68
4.2.1 Heat Balance pada Pemanasan Awal.....	70
4.2.2 Heat Balance pada Operasional Cangkang Kelapa.....	70
BAB 5 HASIL DAN ANALISA	86
5.1 HASIL	86
5.1.1 Keseimbangan Energi pada Pemanasan Awal.....	86
5.1.2 Keseimbangan Energi Operasional Cangkang Kelapa.....	87
5.1.2.1 Nilai Q_i	87
5.1.2.2 Nilai H_i dan H_{fi}	88
5.1.2.3 Nilai Q_{in} total.....	90
5.1.2.4 Nilai Q_r	91
5.1.2.5 Nilai Q_{dr}	92
5.1.2.6 Nilai Q_{fg}	93

5.1.2.7 Nilai Qout total.....	94
5.1.2.8 Nilai Qh.....	94
5.1.2.9 Perbandingan Qh.....	97
5.2 ANALISA.....	98
5.2.1 Analisa Kesetimbangan Panas pada Pemanasan Awal.....	99
5.2.2 Analisa Kesetimbangan Panas pada Operasional Cangkang kelapa...	99
5.2.2.1 Nilai Qi.....	100
5.2.2.2 Nilai Hi + Hfi.....	101
5.2.2.3 Nilai Qr.....	101
5.2.2.4 Nilai Qdr.....	101
5.2.2.6 Nilai Qfg.....	103
5.2.2.7 Nilai Qh.....	104
BAB 6 KESIMPULAN DAN SARAN.....	105
6.1 KESIMPULAN.....	105
6.2 SARAN.....	106
REFERENSI.....	107
LAMPIRAN.....	108



DAFTAR TABEL

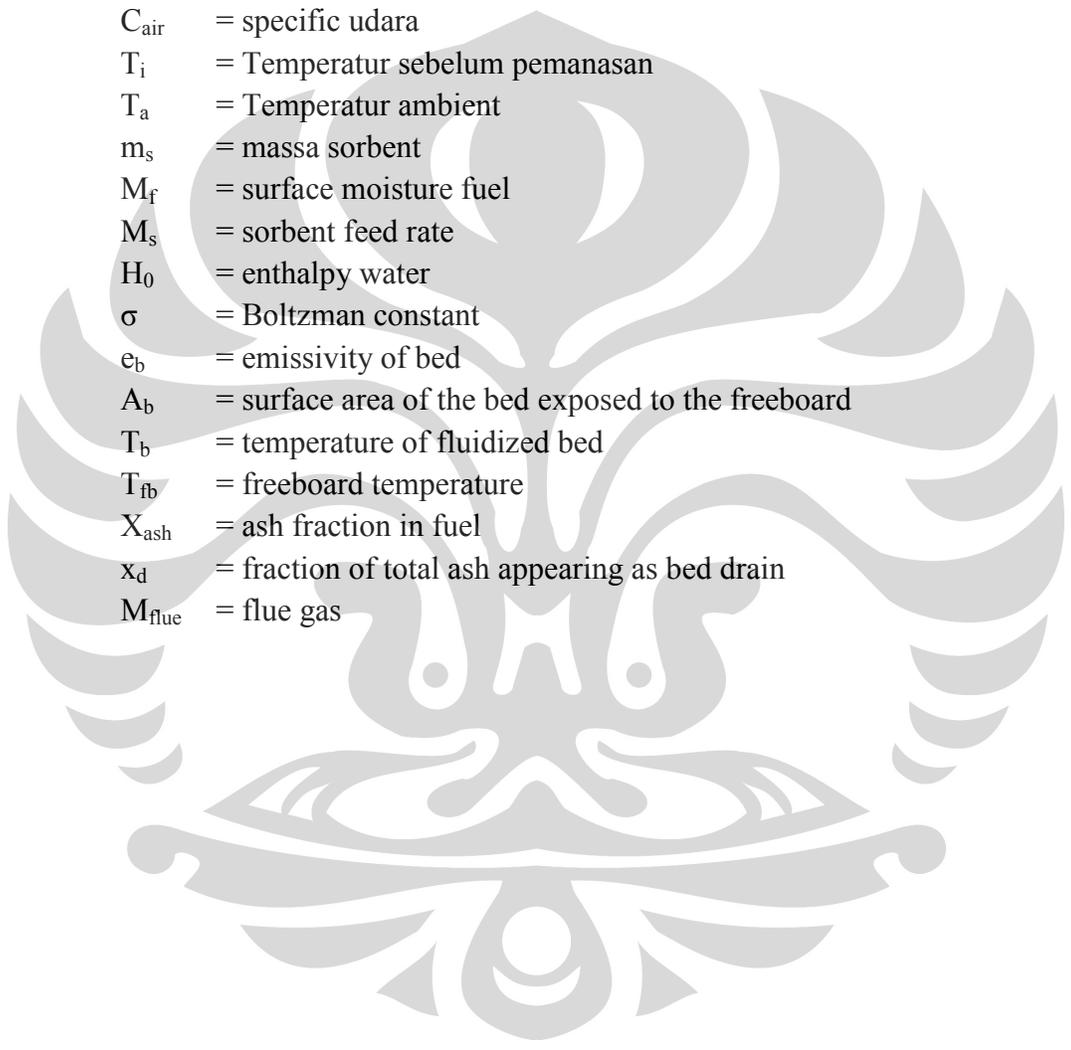
Tabel 1.1.	Energi Fosil Indonesia.....	1
Tabel 1.2.	Potensi Energi Terbarukan Indonesia	2
Tabel 2.1.	<i>Ultimate Anaysis</i> Beberapa Jenis Biomassa	19
Tabel 2.2.	<i>Proximate Analysis</i> Beberapa Jenis Biomassa	19
Tabel 2.3.	Nilai LHV Beberapa Jenis Biomassa	20
Tabel 2.4.	Jenis-Jenis Bahan Bakar	23
Tabel 2.5.	Increasing Size and Density	54
Tabel 4.1.	Nilai Qi pada Laju aliran udara = 4,891 m ³ /min	71
Tabel 4.2.	Nilai Qi pada laju aliran udara = 5,291 m ³ /min.....	72
Tabel 4.3	Nilai Hi dan Hfi pada aju aliran udara.....	74
Tabel 4.4	Nilai Qin total pada laju aliran udara = 4,891 m ³ /min.....	75
Tabel 4.5	Nilai Qin total pada laju aliran udara = 5,291 m ³ /min.....	76
Tabel 4.6	Nilai Qr pada kedua laju aliran udara.....	77
Tabel 4.7	Nilai Qdr pada kedua laju alirna udara.....	78
Tabel 4.8	Nilai Qfg pada kedua laju aliran.....	80
Tabel 4.9	Nilai Qout total pada kedua laju aliran udara.....	81
Tabel 4.10	Nilai Qh pada laju aliran udara 4,891 m ³ /min dan Mf = 0,1.....	82
Tabel 4.11	Nilai Qh pada laju aliran udara 5,291 m ³ /min dan Mf = 0,1.....	83
Tabel 4.12.	Nilai Qh pada laju aliran udara 4,891 m ³ /min dan Mf = 0,2.....	84
Tabel 4.13	Nilai Qh pada laju aliran udara 5,291 m ³ /min dan Mf = 0,2.....	85

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Persebaran limbah organik padat di wilayah UI	4
Gambar 1.2	<i>Fluidized Bed Combustor</i>	5
Gambar 2.1.	Chart Teknologi Konversi Biomassa	12
Gambar 2.2.	<i>Proses Gasifikasi</i>	13
Gambar 2.3.	<i>Anaerobic Digester</i>	15
Gambar 2.4.	<i>Rangkaian Instalasi Biogas</i>	15
Gambar 2.5	Analisis <i>Proximate</i> untuk Beberapa Jenis Bahan Bakar Padat... ..	18
Gambar 2.6	Definisi Analisis <i>Ultimate</i> dan <i>Proximate</i>	19
Gambar 2.7.	Skematis <i>Fluidized Bed Combustor</i>	27
Gambar 2.8.	Proses Pencampuran (<i>mixing</i>) dalam <i>Fluidized Bed Combustor</i> ..	28
Gambar 2.9.	Tahapan Proses Kerja <i>Fluidized Bed Combustor</i>	31
Gambar 2.10.	Ruang Bakar Utama <i>Fluidized Bed Combustor</i> UI	32
Gambar 2.11.	Perilaku Gelembung Setiap Jenis Distributor	33
Gambar 2.12.	Distributor yang Digunakan pada <i>Fluidized Bed Combustor</i> UI...33	
Gambar 2.13.	Jenis-Jenis <i>Solid Flow Control</i>	34
Gambar 2.14	<i>Screw Feeder</i>	35
Gambar 2.15.	Burner yang Digunakan pada <i>Fluidized Bed Combustor</i> UI	36
Gambar 2.16.	<i>Cyclone Separator Fluidized Bed Combustor</i> UI	38
Gambar 2.17	Blower Sentrifugal yang Digunakan pada FBC.....	39
Gambar 2.18	<i>Control Panel</i>	40
Gambar 2.19	<i>Data Logger</i>	40
Gambar 2.20.	Skematik Fluidisasi	41
Gambar 2.21.	Hubungan Tinggi Hampanan Terhadap Kecepatan Superfisial di Dalam Hampanan Zat Padat	42
Gambar 2.22.	Hubungan Penurunan Tekanan Terhadap Kecepatan Superfisial di Dalam Hampanan Zat Padat	43
Gambar 2.23.	Diagram Klasifikasi Jenis-Jenis Pasir	50
Gambar 2.24.	Daerah Batas Fluidisasi.....	55
Gambar 3. 1	Alat <i>Fluidized Bed Combustor</i>	56
Gambar 3. 2	Sistem feeder FBC UI.....	58
Gambar 3. 3	<i>Screw conveyor</i> jenis auger.....	59
Gambar 3. 4	Kendala utama sistem feeder.....	60
Gambar 3. 5	<i>Cooling feeder</i>	61
Gambar 3. 6	Bagian-bagian <i>cooling feeder</i>	61

Gambar 3. 7	Dimensi <i>cooling feeder</i>	62
Gambar 3. 8	Desain sekat <i>feeder</i>	63
Gambar 3. 9	Mekanisme sekat pada jalur <i>feeder</i>	64
\Gambar 3.10	Desain modifikasi keseluruhan <i>fluidized bed combustor</i>	65
Gambar 4.1	Skematik <i>Heat balance</i>	69
Gambar 5.1	Nilai Q_i pada aliran udara 4,891 m ³ /min.....	87
Gambar 5.2	Nilai Q_i pada laju aliran udara sebesar 5,291 m ³ /min.....	88
Gambar 5.3	Nilai H_i dan H_{fi}	89
Gambar 5.4	Nilai Q_{in} total pada laju aliran udara 4,891 m ³ /min.....	90
Gambar 5.5	Nilai Q_{in} total pada laju aliran udara 5,291 m ³ /min.....	91
Gambar 5.6	Nilai Q_r pada aliran udara 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	91
Gambar 5.7	Nilai Q_{dr} pada aliran udara 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	92
Gambar 5.8	Nilai Q_{fg} pada aliran udara 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	93
Gambar 5.9	Nilai Q_{out} total pada aliran 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	94
Gambar 5.10	Nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ dan laju aliran udara 4,891 m ³ /min.....	95
Gambar 5.11	Nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ dan laju aliran udara 4,891 m ³ /min.....	95
Gambar 5.12	Nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ dan laju aliran udara 5,291 m ³ /min.....	96
Gambar 5.13	Nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ dan laju aliran udara 5,291 m ³ /min.....	96
Grafik 5.14	Perbandingan nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ antara laju aliran udara 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	97
Gambar 5.15	Perbandingan nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ antara laju aliran udara 4,891 m ³ /min dan 5,291 m ³ /min.....	98

DAFTAR SIMBOL



m_c	= feed rate (kg/min)
X_b	= fraction combustion
LHV	= nilai kalor
m_a	= massa udara blower (kg/min)
C_{air}	= specific udara
T_i	= Temperatur sebelum pemanasan
T_a	= Temperatur ambient
m_s	= massa sorbent
M_f	= surface moisture fuel
M_s	= sorbent feed rate
H_0	= enthalpy water
σ	= Boltzman constant
e_b	= emissivity of bed
A_b	= surface area of the bed exposed to the freeboard
T_b	= temperature of fluidized bed
T_{fb}	= freeboard temperature
X_{ash}	= ash fraction in fuel
x_d	= fraction of total ash appearing as bed drain
M_{flue}	= flue gas

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 JUDUL PENELITIAN

Optimasi Operasional Fluidized Bed Combustor Universitas Indonesia untuk Pembakaran Cangkang kelapa.

1.2 LATAR BELAKANG MASALAH

Setiap manusia dalam hal pemenuhan kebutuhan kehidupan pasti akan sangat membutuhkan akan adanya energi. Energi sangat berkaitan erat dengan sendi-sendi kehidupan mulai dari cakupan individu, kelompok maupun dunia. Setiap tatanan masyarakat membutuhkan keberadaan energi mulai dari awal kita beraktifitas sampai kita selesai beraktifitas. Energi pun erat kaitannya dengan perkembangan ekonomi suatu wilayah atau negara. Setiap kegiatan sektor ekonomi mulai dari produksi, distribusi sampai konsumsi semuanya membutuhkan energi. Oleh sebab itu berkurangnya ketersediaan energi pada suatu wilayah atau negara akan menyebabkan terhambatnya pertumbuhan ekonomi di wilayah atau negara tersebut. Dari data Departemen ESDM bahwa pasokan terbesar untuk kebutuhan energi Indonesia diperoleh dari energi fosil. Sementara itu cadangan energi fosil yang ada di Indonesia menurut data dari ESDM adalah seperti tabel di bawah,

Tabel 1.1 Energi fosil di Indonesia

Energi Fosil	Sumber Daya	Cadangan	Produksi per tahun	Rasio Cadangan / Produksi *
Minyak bumi	56,6 Milyar Barel	8,4 Milyar Barel **	348 Juta Barel	24 tahun

Gas bumi	334,5 TSCF	165 TSCF	2,79 TSCF	59 tahun
Batubara	90,5 Milyar Ton	18,7 MilyarTon	201 Juta Ton	93 tahun
CBM (Gas)	453 TSCF	-	-	-

* Tidak ada temuan cadangan baru; ** Termasuk blok Cepu

Sumber: Presentasi Menteri ESDM, 11 April 2008

Dari data yang ada di atas maka diperkirakan minyak bumi dengan produksi 348 juta barel per tahun akan habis dalam 24 tahun, gas bumi dengan produksi 2,79 TSCF per tahun akan habis dalam 59 tahun dan batubara dengan produksi 201 juta ton per tahun akan habis dalam 93 tahun. Sementara menurut data BPS tahun 2006, konsumsi energi mengalami peningkatan sebesar 1,59 % dan persediaan energi di Indonesia mengalami pertumbuhan mundur -3,53 %. Artinya adalah dengan kebutuhan energi yang terus meningkat seiring dengan pertumbuhan ekonomi dan pertambahan jumlah penduduk maka akan mempercepat kelangkaan energi. Melihat kondisi tersebut, pemerintah telah mengeluarkan Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional untuk mengembangkan sumber energi alternatif sebagai pengganti BBM.

Menurut data dari Departemen ESDM, Indonesia memiliki potensi energi terbarukan yang cukup besar.

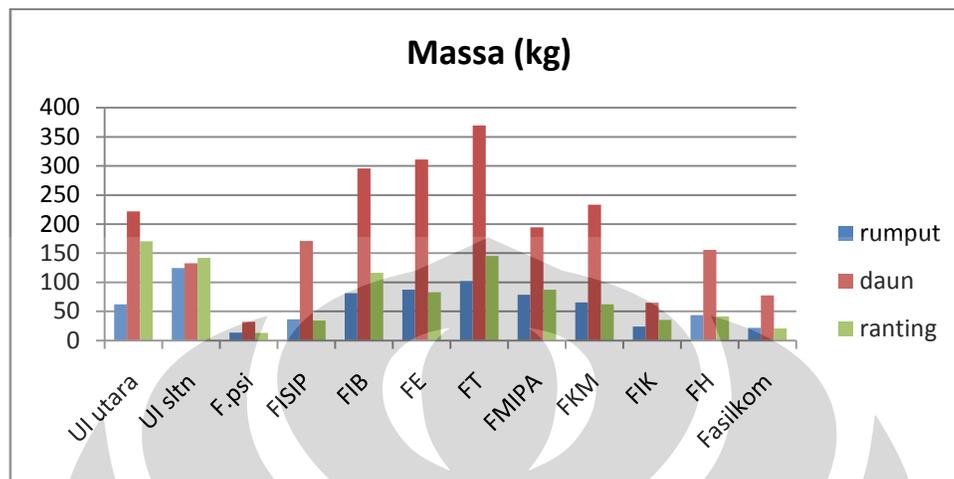
Tabel 1.2 Potensi energi terbarukan yang ada di Indonesia

Energi Non Fosil	Sumber Daya	Setara	Kapasitas Terpasang
Tenaga Air	845 Juta SBM	75,67 GW	4,2000 GW
Panas Bumi	219 Juta SBM	27,00 GW	1,0400 GW
Mini/Mikro Hidro	0,45 GW	0,450 GW	0,0840 GW
Biomassa	49,81 GW	49,81 GW	0,3000 GW
Tenaga Surya	-	4,80 kWh/m ² /day	0,0080 GW
Tenaga Angin	9,29 GW	9,290 GW	0,0005 GW

Sumber: Presentasi Menteri ESDM, 11 April 2008

Dari data tersebut, biomassa memiliki potensi terbesar kedua setelah tenaga air. Namun dari potensi tersebut hanya sebagian saja yang sudah dimanfaatkan. Hal ini dikarenakan jumlah instalasi dan kapasitas terpasang masih sangat kurang. Bila kita dapat memaksimalkan potensi yang ada dengan menambah jumlah kapasitas terpasang, maka hal ini akan sangat membantu bahan bakar fosil yang selama ini menjadi tumpuan dari konsumsi energi di Indonesia. Ini akan membantu juga dari segi perekonomian kita yang selama ini telah berlaku boros akibat dari anggaran subsidi bahan bakar minyak yang jumlahnya cukup besar yang seharusnya hal itu dapat dianggarkan pada sektor-sektor lainnya sehingga kita dapat mengefisienkan anggaran dan mensejahterakan masyarakat. Disamping itu pengurangan pemakaian bahan bakar fosil berarti kita juga telah ikut berpartisipasi mengurangi dampak pemanasan global akibat pembakaran bahan bakar fosil tersebut. Energi biomassa memiliki kelebihan dibandingkan dengan energi-energi terbarukan yang lainnya karena investasi dari proses konversi menjadi energi listrik yang lebih murah daripada jenis energi-energi yang lain. Hal inilah yang menjadi kelebihan dari biomassa. Proses energi biomassa sendiri memanfaatkan energi matahari untuk merubah energi panas menjadi karbohidrat melalui proses fotosintesis yang selanjutnya diubah kembali menjadi energi panas pada proses pembakaran.

Limbah yang berasal dari area perhutanan seperti ranting pohon dan dedaunan merupakan potensi energi biomassa yang cukup besar di Indonesia karena sebagian besar wilayahnya terdiri dari hutan. Hutan di Universitas Indonesia yang menjadi representatif dari negara kita juga memiliki potensi yang cukup besar sebagai pengasil biomassa berupa limbah kayu seperti ranting dan dedaunan serta limbah berupa rerumputan. Biomassa ini juga tersedia secara gratis. Sebagian besar tanaman yang ada di hutan UI adalah akasia dan meranti. Limbah tersebut apabila didiamkan saja akan menumpuk dan menjadi tak berguna. Oleh karena itu perlu dilakukan pengolahan agar dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi.



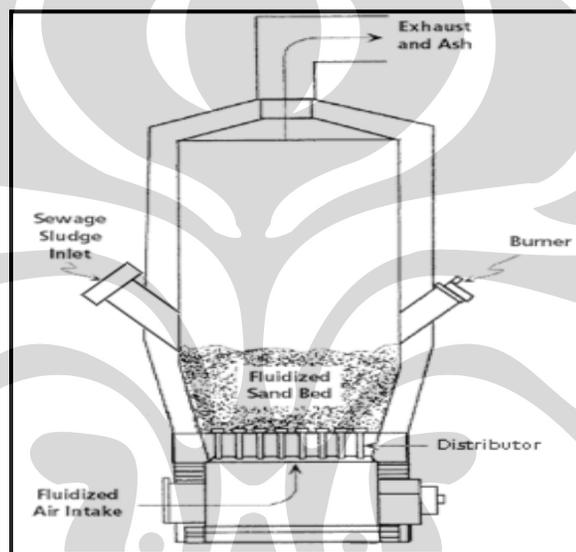
Gambar 1.1 Persebaran limbah organik padat yang ada di wilayah UI

*hasil penelitian yang di lakukan oleh penulis terkait limbah biomassa UI.

Jika kita mengacu dari data yang ada pada grafik persebaran limbah organik padat yang ada di lingkungan UI tanpa kapasitas hutan UI maka didapatkan total biomassa yang terkandung sebanyak 3955,433 kg. coba kita bayangkan jika kita membakar timbunan sampah sebanyak ini maka dapat dipastikan akan menghasilkan suatu energi yang sangat besar. Pemanfaatan biomassa biasanya dilakukan dengan cara membakarnya sehingga menghasilkan kalor yang nantinya digunakan untuk memanaskan boiler. Pembakaran biomassa secara langsung memiliki kelemahan yakni efisiensi yang dihasilkan sangat rendah. Oleh karena itu perlu diterapkan beberapa teknologi untuk meningkatkan manfaat biomassa sebagai bahan bakar. Teknologi pembakaran yang digunakan harus simpel, efisien, tidak menimbulkan gangguan terhadap lingkungan sekitar, serta biaya instalasinya relatif tidak terlalu mahal. Teknologi yang memenuhi kriteria tersebut adalah *Fluidized Bed Combustor (FBC)*.

Fluidized Bed Combustor (FBC) merupakan salah satu teknologi pembakaran yang mempunyai keunggulan mengkonversi berbagai jenis bahan

bakar baik sampah, limbah, biomassa ataupun bahan bakar fosil berkalori rendah. Teknologi ini menggunakan konsep turbulensi benda padat yang terjadi pada proses pembakaran, dimana dalam mekanisme pembakarannya tersebut terjadi perpindahan panas dan massa yang tinggi. Teknologi ini telah diperkenalkan sejak abad kedupuluh dan telah diaplikasikan dalam banyak sektor industri dan pada tahun-tahun belakangan ini telah diaplikasikan untuk mengkonversi biomassa menjadi energi.



Gambar 1.2 *Fluidized Bed Combustor*

Fluidized bed combustor memiliki bentuk seperti sebuah tungku pembakar biasa, namun memiliki media pengaduk berupa pasir. Pasir yang digunakan bisa pasir kuarsa ataupun pasir silika. Fungsi pasir ini berfungsi sebagai penyimpan dan pendistribusi panas, sehingga panas yang dihasilkan dapat merata. *Fluidized bed combustor* memiliki temperatur pengoperasian antara 600 sampai 900°C sehingga bahan bakar seperti limbah dapat habis terbakar hingga menjadi abu yang tidak berbahaya bagi lingkungan.

Teknologi ini dapat menjadi salah satu teknologi pembakaran limbah partikel atau padatan dalam jumlah yang relatif besar secara cepat. Emisi yang dihasilkan pembakaran juga relatif kecil sehingga menekan polusi udara yang

mungkin timbul akibat pembakaran yang kurang sempurna. Teknologi *fluidized bed combustor* ini juga lebih baik bila dibandingkan dengan teknologi pembakaran biomassa yang konvensional, karena laju pembakaran yang cukup tinggi, dan juga dapat membakar limbah biomassa yang berkadar air tinggi. Namun masih ada beberapa kelemahannya seperti kurangnya penelitian yang dilakukan terhadap teknologi *fluidized bed combustor* ini di Indonesia.

1.3 POKOK PERMASALAHAN

Hutan Universitas Indonesia memiliki potensi yang besar sebagai penghasil biomassa. Limbah hutan seperti kayu, ranting, dan dedaunan berpotensi sebagai sumber energi. Limbah tersebut apabila dibiarkan saja akan menjadi tidak berguna dan menumpuk sehingga menimbulkan masalah baru seperti munculnya bibit-bibit penyakit yang berbahaya bagi warga di lingkungan sekitar. Sehingga diperlukan suatu unit pengolahan yang handal agar limbah tersebut dapat dimanfaatkan menjadi energi yang berguna.

Fluidized Bed Combustor di Universitas Indonesia merupakan unit pemanfaatan limbah yang masih dalam pengembangan. Pada awal desain *Fluidized Bed Combustor* yang saat itu di desain oleh saudara Mirza teknik mesin angkatan '02 yang dijadikan topik skripsi adalah awal perancangan desain alat ini yang pada saat ini sistem *burner* masih berada pada *plenum*, *blower* dengan aliran udara yang kecil, ruang *feeder* yang masih menggunakan sistem gravitasi, dll. Pada saat itu mereka menyimpulkan bahwa sistem yang ada pada saat itu masih kurang optimal karena kekurangan-kekurangan yang ada mulai dari sistem *burner*, *blower*, konfigurasi *termokopel*, *feeder*, dll. Pada perancangan berikutnya yang di lakukan oleh Hans Cristian dan Asep jurusan Teknik Mesin angkatan '03 adalah perubahan pada desain *burner* serta *feeder*. Desain yang di lakukan berdasarkan dari kesimpulan yang mengacu pada pengembangan skripsi yang sebelumnya. Adanya kegagalan pada sistem pemanasan awal di *burner* yang tidak dapat memanaskan pasir hingga temperatur optimum terjadinya *self-combustion* dan juga lamanya pemanasan

awal pada desain yang lalu. Dan ditambah lagi buruknya sistem pemasukan bahan bakar dengan menggunakan sistem gravitasi yang pada kasus terdahulu terjadinya pembakaran di ruang *feeder* sehingga hasil pembakaran tidak baik. Berangkat dari hal itulah maka adanya pengembangan desain pada sistem *burner* dan *feeder*. *Burner* yang sekarang menggunakan *Hi-temp premixed burner*. Alasan penggunaan jenis *burner* ini berdasarkan parameter nilai kalor yang lebih tinggi dibandingkan desain *burner* yang sebelumnya dan juga atas dasar *safety*. Pada desain *feeder* adanya perubahan dari *gravity chute* menjadi *screw conveyor feeder*. Setelah proses pengembangan desain maka permasalahan yang sebelumnya terjadi sudah dapat diselesaikan. Setelah permasalahan tersebut dapat di atasi maka langkah selanjutnya adalah mencoba mengoperasikan dan melakukan eksperimen terhadap jenis-jenis bahan bakar organik apa saja yang dapat dimanfaatkan untuk *Fluidized Bed Combustor* ini. Pada proses operasional dan eksperimen ini di lakukan oleh Frins Dayan dan Rudi . Pada eksperimen menggunakan bahan bakar berupa cangkang kelapa dan ranting pohon. Dari percobaan yang di lakukan didapatkan distribusi temperatur serta karakteristik dari bahan bakar tersebut.

Masih banyak kekurangan yang perlu diperbaiki seperti perlu pemasangan *termokopel* di cerobong dan juga di ruang *plenum* untuk mengetahui distribusi temperatur di bagian tersebut serta perbaikan pada sistem pemasukan bahan bakar limbah organik padat. Selain itu juga perlu dipelajari pengoperasian FBC yang sudah ada untuk mendapatkan suatu prosedur standar untuk pengoperasian awal dalam pemanasan pasir yang akan digunakan pada operasional FBC UI. Ranting maupun dedaunan dari hutan Universitas Indonesia tersedia cukup banyak dan gratis. Sedangkan cangkang kelapa, untuk memperolehnya harus di beli.

Hasil pengujian terakhir pada *Fluidized Bed Combustor* Universitas Indonesia adalah dengan menggunakan bahan bakar ranting dan cangkang kelapa. Dari hasil pengujian, diketahui bahwa bahan bakar ranting menghasilkan temperatur yang lebih rendah dibandingkan dengan cangkang

kelapa. Pada dasarnya bahan bakar biomassa yang dipakai pada *Fluidized Bed Combustor* Universitas Indonesia bisa terdiri dari campuran berbagai jenis biomassa, misalnya ranting, daun, dan cangkang. Oleh karena itu diperlukan pengujian untuk mengetahui nilai optimal pembakaran, kualitas dan karaktersistik pembakaran serta distribusi temperatur dengan mencampur bahan bakar cangkang kelapa dengan ranting sehingga dapat diketahui perbandingan campuran yang sesuai untuk memperoleh temperatur yang dikehendaki.

1.4 TUJUAN PENULISAN

Penulisan ini dimaksudkan sebagai salah satu syarat untuk kelulusan Sarjana Strata satu Teknik Mesin Universitas Indonesia. Selain itu sesuai perumusan masalah yang telah diuraikan di atas, maka tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mengoptimasikan kinerja *Fluidized Bed Combustor* dengan cara memodifikasi desain yang telah ada sehingga alat ini dapat berjalan dengan sebagai mana mestinya.
2. Mengetahui keseimbangan temperatur yang terjadi saat proses awal penyalaan dan saat proses operasi.

1.5 PEMBATAHAN MASALAH

Dalam melakukan penelitian perlu dilakukan pembatasan agar penelitian bisa lebih terfokus. Adapun batasan-batasan tersebut adalah sebagai berikut :

1. Proses optimasi yang dilakukan adalah dengan memodifikasi desain yang telah ada.
2. Modifikasi yang dilakukan meliputi penambahan sistem pendinginan pada bagian masukan bahan bakar limbah organik padat (*Feeder*), modifikasi sekat pada jalur masukan dari bahan bakar dan *burner*.
3. Data-data yang diperoleh berdasarkan pengujian yang pernah dilakukan sebelumnya.

1.6 METODOLOGI PENELITIAN

Metode pengerjaan yang dilakukan adalah :

1. Studi Pustaka

Melakukan penelitian berdasarkan hasil penelitian yang telah dilakukan sebelumnya mengenai *Fluidized Bed Combustor* yang sudah ada di UI, dan juga berdasarkan literatur yang ada dan jurnal-jurnal penelitian mengenai sistem tersebut.

2. Perancangan Modifikasi

Melakukan perancangan modifikasi alat pada *Fluidized Bed Combustor*.

3. Studi Lapangan

Melakukan penelitian, pengamatan, dan pengujian pada alat *Fluidized Bed Combustor*.

5. Analisa

Dari data-data yang telah ada, selanjutnya dilakukan analisa terhadap data-data tersebut.

Proses pengerjaan skripsi ini dapat di gambarkan dengan alur diagram seperti di bawah ini.



1.7 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penyusunan dari tugas akhir ini adalah :

Bab I Pendahuluan

Bab ini berisi judul, latar belakang, permasalahan, tujuan, pembatasan masalah, metodologi penelitian, serta sistematika penulisan.

Bab II Landasan Teori

Bab ini berisi dasar-dasar teori yang digunakan mengenai insinerator khususnya untuk tipe *Fluidized Bed*, fenomena Fluidisasi, Reaksi Pembakaran, dan karakteristik sampah yang digunakan sebagai bahan bakar.

Bab III Pertimbangan Perancangan Modifikasi *Fluidized Bed Combustor*.

Bab ini berisi pertimbangan-pertimbangan yang dilakukan untuk perancangan modifikasi sistem pendinginan pada *feeder* pada *Fluidized Bed Combustor* yang sudah ada. Serta modifikasi pada sistem sekat di daerah laju aliran masukan bahan bakar dan *burner*.

Bab IV Proses dan Prosedur Perhitungan

Bab ini membahas mengenai parameter-parameter dan variabel yang di pakai sebelum melakukan perhitungan, prosedur perhitungan yang dilakukan dan data hasil perhitungan yang ada.

Bab V Hasil & Analisa

Bab ini membahas hasil-hasil yang didapat ketika melakukan perhitungan, serta analisa-analisa yang dapat diambil dari hasil-hasil tersebut.

Bab VI Kesimpulan & Saran

Bab ini membahas mengenai kesimpulan dari hasil modifikasi dan kalkulasi kesetimbangan energi pada *Fluidized Bed Combustor* ini.

BAB 2

LANDASAN TEORI

2.1 ENERGI BIOMASSA

Biomassa adalah sumber energi yang berasal dari material organik, misalnya tumbuhan dan hewan, oleh karenanya energi ini merupakan energi terbarukan. Energi ini juga merupakan energi yang ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang tidak sebesar emisi gas buang bahan bakar fosil.

Biomassa merupakan salah satu bentuk energi kimia, dimana energi yang terkandung disimpan dalam bentuk ikatan atom dan molekul, energi kimia inilah yang nantinya dapat dikonversikan dan digunakan untuk kesejahteraan manusia.

Contoh dari biomassa adalah hasil pertanian, perkebunan, sampah organik, limbah cair pembuatan tahu, limbah padat dan cair penggilingan tebu, feses hewan ternak, kayu, jerami, dan sebagainya. Macam-macam biomassa ini menggunakan cara yang berbeda untuk mengkonversikan energi yang terkandungnya.

2.1.1 Jenis-Jenis Biomassa

Biomassa, berdasarkan bentuk dan wujudnya dibagi menjadi 3 kategori, yaitu:

2.1.1.1 Solid Biomassa

Bahan dasar yang digunakan berasal dari material organik kering seperti misalnya pohon, sisa-sisa tumbuhan, hewan, kotoran manusia, sisa-sisa industri dan rumah tangga, yang kemudian dibakar secara langsung untuk menghasilkan panas. Wilayah penghasil biomassa, secara umum dibagi menjadi 3 daerah geografis, yaitu:

a) *Temperate Regions (wilayah beriklim sedang)*

Menghasilkan kayu, sisa tumbuhan, serta kotoran manusia dan hewan.

b) *Arid and semi – arid Regions (wilayah beriklim kering)*

Menghasilkan sedikit vegetasi untuk sumber energi.

c) *Humid Tropical Regions (wilayah beriklim lembab)*

Menghasilkan persediaan kayu dan sisa – sisa tumbuhan yang sangat berlebih serta kotoran manusia dan hewan.

2.1.1.2 Biogas

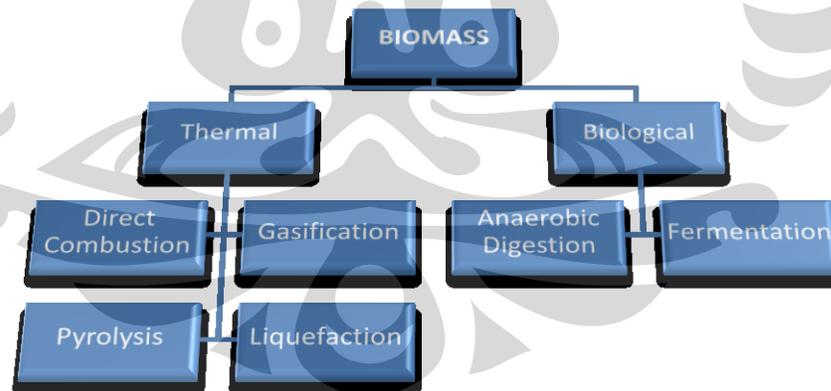
Biogas berasal dari material organik yang telah melewati proses fermentasi atau anaerob digesting oleh bakteri pada kondisi udara kekurangan oksigen yang kemudian menghasilkan gas yang dapat terbakar (*combustible gas*).

2.1.1.3 Liquid Biofuel

Biofuel berasal dari minyak nabati (ethanol) maupun hewani. Biofuel ini didapat dari reaksi kimia dan atau fisika pada material organik. Minyak yang didapat dapat digunakan untuk melakukan pembakaran, sama seperti bahan bakar fosil.

2.1.2 Teknologi Pengkonversian Energi Biomassa

Teknologi pengkonversian biomassa bisa diklasifikasikan menjadi dua, yaitu termal dan biologis, seperti ditunjukkan oleh chart berikut.



Gambar 2.1 Chart Teknologi Konversi Biomassa

2.1.2.1 Proses Thermal

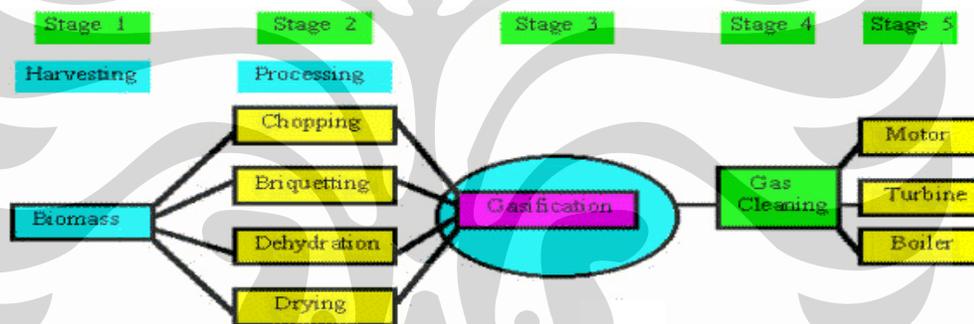
Ada 3 proses pemanasan dalam menghasilkan energi biomassa, yaitu:

1. *Direct Combustor*

Pada proses ini material organik (biomassa) dilakukan pembakaran secara langsung. Agar efisiensi pembakaran baik, dilakukan pengeringan (*drying*) untuk menghilangkan kadar air pada material organik. Salah satu aplikasi dari *direct combustor* adalah kompor masak yang menggunakan kayu bakar.

2. *Gasification*

Gasifikasi adalah proses pembentukan gas yang dapat terbakar yang berasal dari material organik, seperti kayu, gabah/sampah pertanian yang dipanaskan dan dibakar dengan keadaan oksigen 1/3 dari jumlah oksigen yang dibutuhkan untuk pembakaran penuh. Pembakaran dengan keadaan kekurangan oksigen inilah yang disebut dengan *pyrolysis*. Proses ini menghasilkan gas yang dapat terbakar seperti H_2 , CH_4 , CO , N_2 , dan gas-gas lain yang tak dapat terbakar.



Gambar 2.2 Proses Gasifikasi (sumber : <http://www.w3.org>)

Secara umum ada 3 sesi proses gasifikasi biomassa:

Pyrolysis menghasilkan : $C_6H_{10}O_5 = 5CO + 5H_2 + C$

Oksidasi sebagian menghasilkan : $C_6H_{10}O_5 + O_2 = 5CO + CO_2 + H_2$

Pembentukan uap menghasilkan : $C_6H_{10}O_5 + H_2O = 6CO + 6H_2$

Aplikasi pada proses gasifikasi, salah satunya adalah sebagai sumber energi alternatif untuk pembangkit listrik. Dimana bahan bakar gas hasil dari pembakaran (secara gasifikasi) dari sampah organik digunakan untuk memanaskan air hingga berubah fase menjadi uap panas (*steam*) bertekanan tinggi untuk ditransportasikan untuk memutar turbin uap. Shaft dari turbin uap dikoneksikan ke shaft generator dan

ketika shaft turbin berotasi mengakibatkan shaft generator berotasi dan kemudian membangkitkan listrik. Setelah uap (*steam*) melewati turbin uap suhunya menjadi lebih rendah dan tekanannya menurun dan dikondensasikan pada *cooling system* oleh kondensor hingga fasenya kembali berubah menjadi air. Dan seterusnya.

3. *Pyrolysis*

Pyrolysis adalah pemanasan dan pembakaran dengan keadaan tanpa oksigen. *Pyrolysis* adalah salah satu bagian dari proses gasifikasi, proses ini akan memecah secara kimiawi biomassa untuk membentuk substansi lain.

Produk dari *pyrolysis* tergantung dari temperatur, tekanan, dan lain lain. Pada suhu 200°C , air akan terpisah dan dibuang, *pyrolysis* sesungguhnya terjadi pada suhu antara 280 sampai 500°C , *pyrolysis* menghasilkan banyak karbon dioksida, tar, dan sedikit metil alkohol. Antara 500 sampai 700°C produksi gas mengandung hidrogen. Secara umum *pyrolysis* menghasilkan $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 = 5\text{CO} + 5\text{H}_2 + \text{C}$.

4. *Liquefaction*

Liquefaction adalah proses pembentukan cairan dari suatu gas. Pembentukan gas ini dengan tujuan agar bahan bakar gas mudah untuk ditransportasikan. Banyak macam gas yang hanya membutuhkan pendinginan untuk membuatnya menjadi bentuk cairan. LPG adalah salah satu bentuk dari *liquefaction*.

2.1.2.2 Proses Biologis

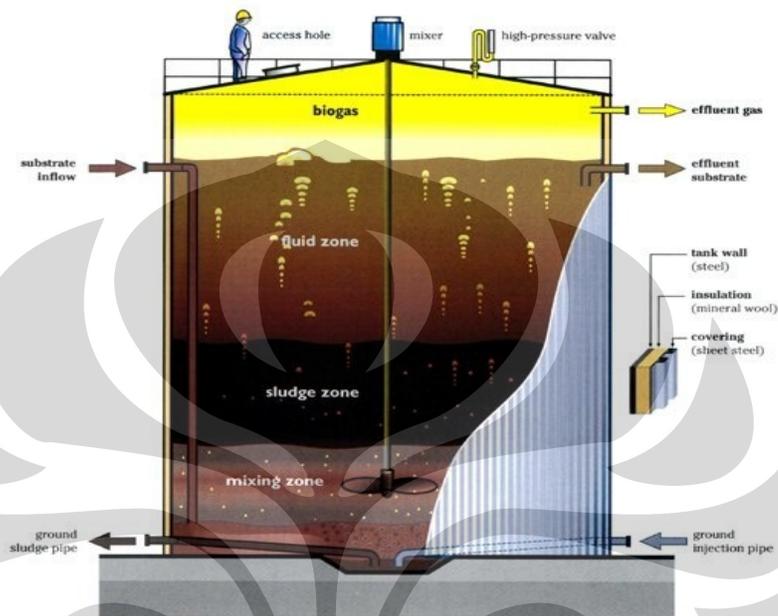
Proses ini bertujuan untuk menghasilkan gas yang dapat terbakar melalui proses yang mengikutsertakan komponen biologi, yaitu bakteri. Proses ini akan menghasilkan gas dari sampah organik seperti kotoran ternak dan sisa-sisa makanan.

Ada 2 proses yang dapat menghasilkan bahan bakar gas melalui proses biologis, yaitu:

1. *Anaerobic digestion*

Proses ini adalah proses yang mengikutsertakan mikroorganisme untuk menguraikan material dengan kondisi tanpa oksigen. Proses ini dapat digunakan pada sampah organik dan juga kotoran hewan. *Anaerobic digestion* merupakan proses yang kompleks. Pertama-tama, mikro organisme mengubah material organik kedalam

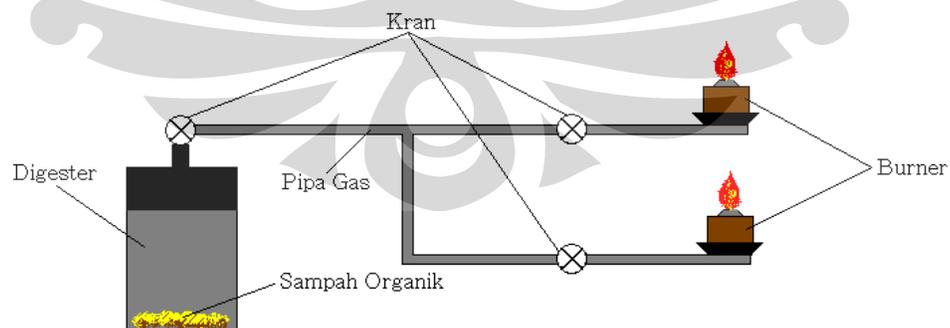
bentuk asam organik. Bakteri anaerob (methanorganik) akan mengubah asam ini dan menyelesaikan proses dekomposisi dengan menghasilkan metana.



Gambar 2.3 Anaerobic Digester

(sumber: http://www.daviddarling.info/encyclopedia/A/AE_anaerobic_bacteria.html)

Aplikasi dari proses ini, salah satunya adalah untuk menghasilkan uap dari pembakaran gas methana untuk berbagai keperluan. Untuk lebih jelasnya perhatikan gambar rangkaian instalasi berikut.



Gambar 2.4 Rangkaian Instalasi Biogas

Gas methana ini merupakan hasil dari reaksi anaerob oleh bakteri pada suatu ruangan tertutup yang disebut dengan digester. Fungsinya untuk menghindari oksigen dari proses ini. Ada 4 tahapan dalam Anaerob Digestion, yaitu:

2. *Hydrolysis*

Merupakan proses untuk memecah komposisi sampah organik menjadi molekul – molekul yang dapat diuraikan oleh bakteri anaerob, yaitu menjadi gula dan asam amino. Proses *hydrolysis* menggunakan air untuk melepaskan ikatan kimia antar unsur dari sampah organik.

3. *Fermentasi*

Zat yang telah dirombak pada proses *hydrolysis*, oleh bakteri anaerob diuraikan menjadi karbohidrat dan enzim serta asam organik.

4. *Acetogenesis*

Produk dari hasil fermentasi diubah menjadi asetat, hidrogen dan karbondioksida oleh bakteri asetogenik.

5. *Methanogenesis*

Mengubah produk dari proses *acetogenesis* menjadi methana dengan bantuan bakteri metanogenik.

6. *Fermentasi*

Fermentasi adalah proses produksi energi dalam sel dalam keadaan anaerobik (tanpa oksigen). Secara umum, fermentasi adalah salah satu bentuk respirasi anaerobik, akan tetapi, terdapat definisi yang lebih jelas yang mendefinisikan fermentasi sebagai respirasi dalam lingkungan anaerobik dengan tanpa akseptor elektron eksternal.

2.1.3 Kelebihan dan Kekurangan

Energi biomassa memiliki kelebihan dan kekurangan beberapa diantaranya yaitu:

Kelebihan energi biomassa :

1. Merupakan energi terbarukan
2. Sumbernya dapat diproduksi secara lokal

3. Menggunakan bahan baku limbah yang murah
4. Untuk penggunaan yang tanpa *direct combustor* efek lingkungannya kecil

Kekurangan energi biomassa :

1. Untuk penggunaan secara *direct combustor* akan menghasilkan gas karbon dioksida dan gas penyebab efek rumah kaca lain yang merupakan penyebab pemanasan global.
2. Membutuhkan energi yang lebih banyak untuk memproduksi biomassa dan mengumpulkannya dari pada energi yang dapat dihasilkan
3. Masih merupakan sumber energi yang mahal dalam memproduksi, mengumpulkan, dan mengubahnya kedalam bentuk energi yang lain

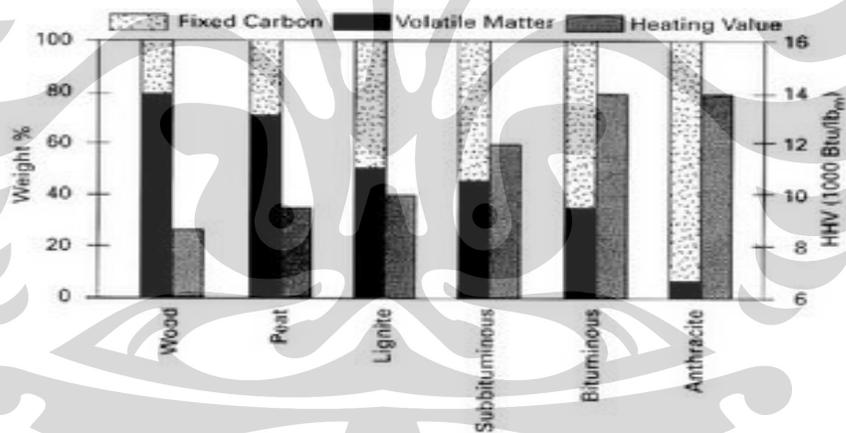
2.2 KARAKTERISTIK BIOMASSA

Potensi biomassa yang melimpah merupakan solusi energi masa depan karena dapat dikategorikan sebagai “*green and sustainable energy*” yaitu pemanfaatannya yang bersifat ramah lingkungan dan keberadaannya melimpah di dunia khususnya di Indonesia. Untuk pemanfaatan dengan cara *indirect combustor*, biomassa dikenal sebagai *zero CO₂ emission*, dengan kata lain tidak menyebabkan akumulasi CO₂ di atmosfer, dan biomassa juga mengandung lebih sedikit sulfur jika dibandingkan dengan batubara.

Nilai kalor rendah (LHV) biomass (15-20 MJ/kg) lebih rendah dibanding nilai kalor batubara (25-33 kJ/kg) dan bahan bakar minyak (gasoline, 42,5 MJ/kg). Artinya untuk setiap kg biomassa hanya mampu menghasilkan energi 2/3 dari energi 1 kg batubara dan ½ dari energi 1 kg gasoline. Nilai kalor berhubungan langsung dengan kadar C dan H yang dikandung oleh bahan bakar padat. Semakin besar kadar keduanya akan semakin besar nilai kalor yang dikandung. Menariknya dengan proses *charing* (pembuatan arang), nilai kalor arang yang dihasilkan akan meningkat cukup tajam. Sebagai gambaran, dari hasil proses pembuatan arang batok kelapa pada temperatur 750°C dapat dihasilkan arang dengan nilai kalor atas (HHV) 31 MJ/kg. Nilai ini setara dengan nilai kalor batubara kelas menengah ke atas.

Nilai kalor rendah (LHV, *lower heating value*) adalah jumlah energi yang dilepaskan dari proses pembakaran suatu bahan bakar dimana kalor laten dari uap air tidak diperhitungkan, atau setelah terbakar, temperatur gas pembakaran dibuat 150°C . Pada temperatur ini, air berada dalam kondisi fasa uap. Jika jumlah kalor laten uap air diperhitungkan atau setelah terbakar, temperatur gas pembakaran dibuat 25°C , maka akan diperoleh nilai kalor atas (HHV, *higher heating value*). Pada temperatur ini, air akan berada dalam kondisi fasa cair.

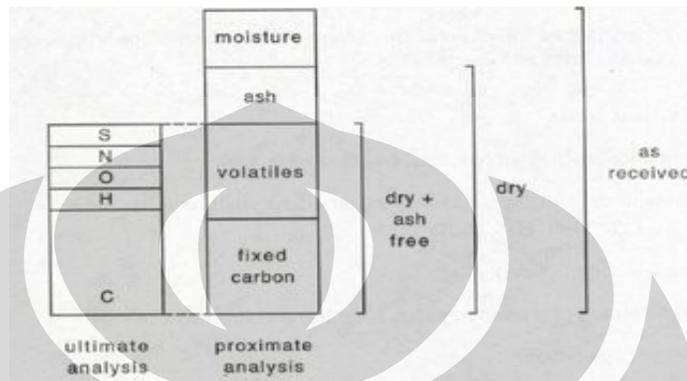
Biomassa mempunyai kadar *volatile* yang tinggi (sekitar 60-80%) dibanding kadar *volatile* pada batubara, maka biomassa lebih reaktif dibanding batubara. Perbandingan bahan bakar (FR) dinyatakan sebagai perbandingan kadar karbon dengan kadar *volatile*. Untuk batubara, $\text{FR} \sim 1 - 10$. Untuk gambut, $\text{FR} \sim 0.3$. Untuk biomassa, $\text{FR} \sim 0.1$. Untuk plastik, $\text{FR} \sim 0$. Analisis proximat untuk beberapa jenis bahan bakar padat dapat dilihat pada gambar di bawah.



Gambar 2.5 Analisis Proximat untuk Beberapa Jenis Bahan Bakar Padat.

Pada analisis proximat biomassa juga mengandung abu dan air (lihat Gambar di bawah). Massa biomassa awal umumnya diistilahkan sebagai *as received* (mengandung air, abu, volatil, dan karbon). Kadar abu dari biomassa berkisar dari 1% sampai 12% untuk kebanyakan jerami-jeramian dan bagas. Abu dari biomassa lebih ramah dibandingkan abu dari batubara karena banyak mengandung mineral seperti fosfat dan potassium. Pada saat pembakaran maupun gasifikasi, abu dari biomassa

juga lebih aman dibandingkan abu dari batubara. Dengan temperatur operasi tidak lebih dari 950°C atau 1000°C, abu dari biomassa tidak menimbulkan terak. Abu biomassa mempunyai jumlah oksida keras (silica dan alumina) yang lebih rendah.



Gambar 2.6 Definisi Analisis Ultimat dan Proximat.

Kandungan komposisi beberapa biomassa dapat dilihat dari *proximate* dan *ultimate analysis* yang dapat dilihat pada tabel-tabel di bawah ini.

Tabel 2.1 *Ultimate Analysis* Beberapa Jenis Biomassa
(Sumber: Walter R. Niessen.)

<i>Solid Waste</i>	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>O</i>	<i>N</i>	<i>S</i>	<i>Non Comb.</i>
Daun	52.25	6.11	30.34	6.99	0.16	4.25
Cangkang Kelapa	47.62	6.2	0.7	43.38	-	2.1
Ranting Pohon	50.46	5.97	42.37	0.15	0.05	1
Kertas	43.41	5.82	44.32	0.25	0.20	6.00

Tabel 2.2 *Proximate Analysis* Beberapa Jenis Biomassa
(Sumber: Walter R. Niessen. 1994)

<i>Solid Waste</i>	<i>Moisture</i>	<i>Volatile</i>	<i>Fixed Carbon</i>	<i>Non Comb.</i>
Daun	9.97	66.92	19.29	3.82
Cangkang Kelapa	7,8	80,8	18,8	0,4
Ranting Pohon	20	67.89	11.31	0.8

Kertas	10.24	75.94	8.44	5.38
--------	-------	-------	------	------

Tabel 2.3 Nilai LHV Beberapa Jenis Biomassa

Jenis Bahan Bakar	LHV
Cangkang Kelapa	29400 kJ/kg
Ranting Pohon	19740 kJ/kg

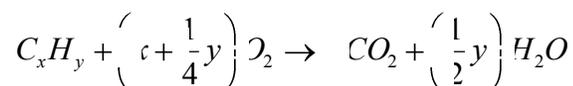
2.3 SISTEM REAKSI PEMBAKARAN

Pembakaran adalah sebuah reaksi antara oksigen dan bahan bakar yang menghasilkan panas. Oksigen diambil dari udara yang berkomposisi 21 % oksigen serta 79 % nitrogen (persentase volume), atau 77 % oksigen serta 23 % nitrogen (persentase massa). Unsur terbanyak yang terkandung dalam bahan bakar adalah karbon, hidrogen, dan sedikit sulfur. Pembakaran pada umumnya terdiri dari tiga proses, yaitu:



Tiga senyawa dan panas yang dihasilkan tersebut disebut juga sebagai hasil pembakaran.

Pembakaran sempurna adalah pembakaran dengan proporsi yang sesuai antara bahan bakar dengan oksigen. Pada pembakaran yang lebih banyak oksigen dari pada bahan bakar, campuran tersebut dinamakan sebagai campuran miskin. Begitu juga sebaliknya, apabila bahan bakar yang digunakan lebih banyak dari pada oksigen, maka campurannya disebut campuran kaya. Reaksi untuk pembakaran sempurna adalah :



Nilai dari x dan y di atas bergantung pada jenis bahan bakar yang digunakan. Nilai x adalah fraksi massa untuk kandungan *Carbon*, dan y fraksi massa untuk kandungan *Hidrogen* dalam bahan bakar.

Namun, kandungan dari udara bebas sepenuhnya bukan mengandung oksigen, karena bercampur dengan nitrogen (N_2). Sehingga reaksi stoikiometrinya juga sedikit berbeda dari dasar reaksi pembakaran sempurna.



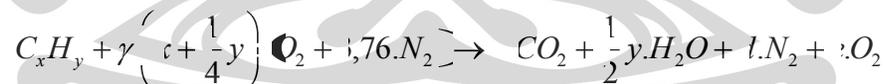
Namun, ada kalanya juga proses pembakaran tidak terjadi pada komposisi ideal antara bahan bakar dengan udara. Seperti telah dijelaskan sebelumnya, proses yang tidak pada kondisi ideal ini bisa terbagi menjadi dua, yaitu pembakaran kaya dan pembakaran miskin.

- Proses pembakaran-kaya



Dari reaksi di atas dapat dilihat bahwa proses pembakaran kaya menghasilkan senyawa lain yaitu karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H_2). Untuk reaksi pembakaran kaya, memiliki satu kriteria, yaitu nilai $\gamma < 1$.

- Proses pembakaran-miskin



Gas yang dihasilkan dari pembakaran kaya berbeda dari gas yang dihasilkan dari pembakaran miskin. Pada pembakaran miskin hanya menghasilkan gas oksigen (O_2). Untuk pembakaran miskin juga memiliki satu kriteria, yaitu nilai $\gamma > 1$.

2.3.1 Hal-Hal Yang Harus Diperhatikan Dalam Proses Pembakaran

Sebelumnya telah dibahas reaksi kimia pembakaran secara teoritis. Namun pada kenyataannya, proses pembakaran ini akan menghasilkan gas-gas atau sisa-sisa hasil pembakaran lainnya yang tidak disebutkan pada reaksi tersebut. Untuk

memperoleh hasil pembakaran yang baik, maka proses pembakaran harus memperhatikan parameter-parameter seperti *mixing* (pencampuran), udara, temperatur, waktu, dan kerapatan. Berikut ini merupakan hal-hal yang harus diperhatikan dalam proses pembakaran, yaitu :

1. *Mixing*

Agar pembakaran dapat berlangsung dengan baik, maka diperlukan proses pencampuran antara bahan bakar yang digunakan dengan udara pembakaran. Pencampuran yang baik dapat mengkondisikan proses pembakaran berlangsung dengan sempurna.

2. Udara

Dalam proses pembakaran, udara pembakaran harus diperhatikan, karena dapat menentukan apakah pembakaran tersebut berlangsung dengan sempurna atau tidak sempurna. Pemberian udara yang cukup akan dapat mencegah pembakaran yang tidak sempurna, sehingga CO dapat bereaksi lagi dengan O_2 untuk membentuk CO_2 .

3. Temperatur

Bila temperatur tidak mencapai atau tidak bisa dipertahankan pada temperatur nyala dari bahan bakar, maka pembakaran tidak akan berlangsung atau berhenti.

4. Waktu

Sebelum terbakar, bahan bakar akan mengeluarkan *volatile meter* agar dapat terbakar. Waktu pada saat bahan bakar melepas *volatile meter* itulah yang dinamakan sebagai waktu pembakaran, atau *time delay*.

5. Kerapatan

Kerapatan yang cukup (untuk pembuatan api) diperlukan guna menjaga kelangsungan pembakaran.

2.3.2 Komponen-Komponen Utama Reaksi Pembakaran

Suatu reaksi pembakaran memiliki 3 komponen utama, yaitu :

1. Zat yang dibakar

Unsur-unsur kimia pada bahan bakar yang berpotensi memberikan energi kalor adalah karbon, oksigen, hidrogen, dan sulfur. Setiap bahan bakar memiliki kandungan energi kalor yang dinyatakan dalam jumlah karbon. Jenis bahan bakar dibedakan menjadi tiga bentuk, seperti pada tabel 2.1.

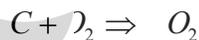
Tabel 2.4 Jenis-Jenis Bahan Bakar

Padat	Cair	Gas
Kayu + Ranting	Solar	LNG
Ampas Tebu	Minyak Tanah	LPG
Cangkang + Sabut Kelapa	Bensin, dll.	dll.
Batu bara, dll.		

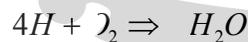
2. Zat yang membakar

Jika komposisi bahan bakar diketahui, maka dapat dihitung pula jumlah kebutuhan udara yang proporsional dengan jumlah bahan bakar, agar dapat mencapai pembakaran yang sempurna.

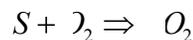
- Karbon terbakar sempurna akan membentuk CO_2 menurut persamaan :



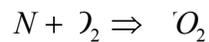
- Hidrogen terbakar sempurna akan membentuk H_2O menurut persamaan :



- Belerang terbakar akan membentuk SO_2 menurut persamaan :



- Nitrogen terbakar membentuk NO_2 menurut persamaan :



Sedangkan, 1 kg udara mengandung 0,23 kg O_2 , sehingga kebutuhan udara teoritisnya (A_o) adalah :

$$A_o = \frac{2,67C + 8H + \frac{1}{3}S + 3,29N}{0,23} \text{ kg udara / kg bahan bakar}$$

Kebutuhan udara dalam proses pembakaran dapat diklasifikasikan menjadi sebagai berikut :

- Udara primer
Udara yang bercampur dengan bahan bakar dalam ruang bakar.
- Udara sekunder
Udara yang masuk dari sekeliling ruang bakar.
- Udara tersier
Udara yang menembus celah pada ruang bakar.

Kebutuhan udara yang sebenarnya dalam proses pembakaran harus melebihi kebutuhan udara teoritisnya. Hal ini diperlukan untuk mengantisipasi proses pembakaran yang tidak sempurna. Selisih antara jumlah udara aktual dan udara teoritis ini disebut juga sebagai *excess air*. Nilai *excess air* ini selalu merupakan persentase antara selisih jumlah udara aktual dengan udara teoritis, yang berbanding dengan jumlah udara aktual.

Nilai *excess air* ini dapat ditulis sebagai berikut :

$$\bar{m} = \frac{A - A_o}{A_o} \times 100 \%$$

keterangan : m = *excess air*

A_o = jumlah udara teoritis

A = jumlah udara aktual

3. Zat yang dihasilkan dari pembakaran

Massa gas asap yang terbentuk dari hasil pembakaran 1 kg udara bahan bakar adalah sama dengan jumlah massa udara yang dibutuhkan, ditambah dengan massa bahan bakar yang berubah menjadi gas asap kecuali abunya.

$$m_{gb} = n_{bb} + 4 - n_{abu}$$

Gas asap terbentuk dari hasil pembakaran antara gas-gas sisa pembakaran. Pada pembakaran yang sempurna, gas asap terdiri dari komponen-komponen seperti CO_2 , H_2O , SO_2 , N_2 , dan O_2 . Komponen-komponen tersebut disebut juga sebagai hasil pembakaran (*combustor product*), atau biasa disebut juga sebagai gas buang.

2.4 FLUIDIZED BED COMBUSTOR

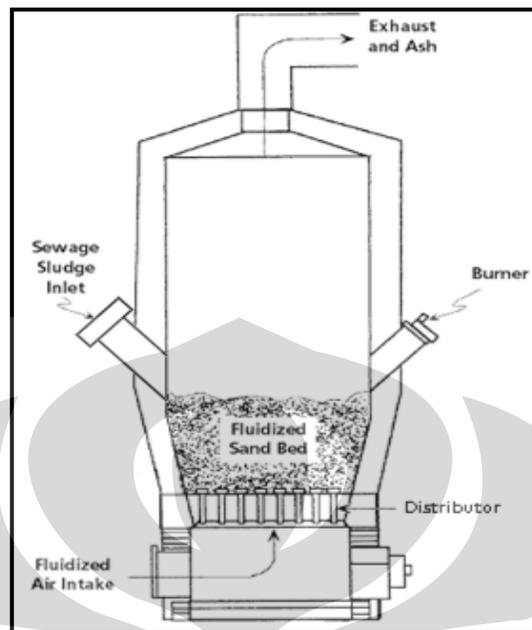
Fluidized bed combustor adalah sebuah tungku pembakar yang menggunakan media pengaduk berupa pasir seperti pasir kuarsa dan silika, tujuannya agar terjadi pencampuran (*mixing*) yang homogen antara udara dengan butiran-butiran pasir tersebut. *Mixing* yang konstan antara partikel-partikel mendorong terjadinya perpindahan panas yang cepat serta pembakaran sempurna. *Fluidized bed combustor* umumnya berbentuk silindris tegak dengan kerangka baja yang dilapisi bahan tahan api, berisi hampan pasir (*sand bed*) dan distributor untuk fluidisasi udara. *Fluidized bed combustor* normalnya tersedia dalam ukuran berdiameter dari 9 sampai 34 ft.

Hampan pasir yang menjadi media pengaduk diletakkan di atas *distributor* yang berupa grid logam dengan dilapisi bahan tahan api. Grid ini berisi suatu pelat berpori berisi nosel-nosel injeksi udara atau *tuyere* di mana udara dialirkan ke dalam ruang bakar untuk menfluidisasi hampan (*bed*) tersebut. Aliran udara melalui nosel menfluidisasi hampan sehingga berkembang menjadi dua kali volume sebelumnya. Fluidisasi meningkatkan pencampuran dan turbulensi serta laju perpindahan panas yang terjadi. Bahan bakar bantu digunakan selama pemanasan awal untuk memanaskan hampan sampai temperatur operasi sekitar 600 sampai 900 °C

sehingga pembakaran dapat terjaga pada temperatur konstan. Dalam beberapa instalasi, suatu sistem *water spray* digunakan untuk mengendalikan suhu ruang bakar.

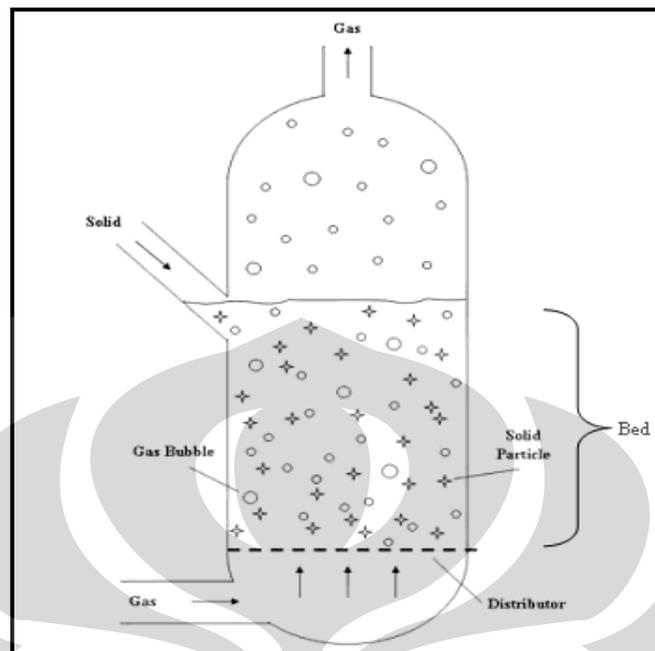
Reaktor unggun atau hamparan fluidisasi (*fluidized bed*) berfungsi meningkatkan penyebaran umpan bahan bakar yang datang dengan pemanasan yang cepat sampai temperatur pengapiannya (*ignition*) serta meningkatkan waktu kontak yang cukup dan juga kondisi pencampuran yang hebat untuk pembakaran sempurna. Pembakaran normalnya terjadi sendiri, sehingga bahan bakar hancur dengan cepat, kering dan terbakar di dalam hamparan. Laju pembakaran akan meningkat seiring dengan meningkatnya laju pirolisis dari bahan bakar padat karena kontak langsung dengan partikel hamparan yang panas. Aliran udara fluidisasi meniup abu halus dari hamparan. Gas-gas pembakaran biasanya diproses lagi di *wet scrubber* dan abunya dibuang secara *landfill*.

Pembakaran dengan teknologi *fluidized bed* merupakan satu rancangan alternatif untuk pembakaran limbah padat. Teknologi ini telah diaplikasikan untuk berbagai macam bahan bakar padat seperti biofuel, batu bara, serta limbah, baik itu limbah organik maupun anorganik. Bahan bakar padat yang sudah dalam bentuk tercacah atau dipotong-potong menjadi kecil-kecil, dimasukkan ke dalam ruang bakar dengan kapasitas yang konstan dan diletakkan tepat di atas pasir-pasir tersebut. Udara untuk proses pembakaran diberikan dari *blower* yang melewati *plenum* yaitu bagian *fluidized bed combustor* yang letaknya terdapat di bawah ruang bakar dan berfungsi sebagai saluran udara. Kemudian udara tersebut akan melewati *distributor* sehingga aliran udara yang akan masuk ke dalam ruang bakar akan bergerak secara seragam menuju timbunan pasir yang ada di atasnya [Basu : 1994; Howard : 1994]. Kemudian ruang kosong yang ada di ruang bakar, dan tepat di atasnya timbunan pasir, disebut juga sebagai *freeboard* atau juga *riser*. Pada bagian inilah terjadi perubahan partikel padat menjadi gas. Gas-gas yang dihasilkan akan terbang ke udara setelah melewati alat kontrol polusi udara.



Gambar 2.7 Skematis *Fluidized Bed Combustor*

Suatu pandangan potongan *fluidized bed combustor* dipertunjukkan seperti gambar 2.3. Terlihat pada gambar tersebut bahwa *fluidized bed combustor* memiliki satu ruangan dimana pengeringan dan pembakaran terjadi di hamparan pasir terfluidisasi. Waktu kontak di dalam daerah pembakaran hanyalah beberapa detik pada temperatur 750 sampai 900 °C. Abu terbawa keluar dari puncak ruang bakar dan dibersihkan dengan alat kontrol polusi udara. Pasir yang terbawa dengan abu harus diganti. Pasir yang terbuang pada umumnya 5 persen dari volume hamparan untuk setiap 300 jam operasi. Pengumpanan (*feed*) pada ruang bakar itu dimasukkan baik dari atas atau secara langsung ke dalam hamparan.



Gambar 2.8 Diagram Proses Pencampuran (*mixing*) dalam *Fluidized Bed Combustor*

Pencampuran dalam *fluidized bed* terdistribusi secara cepat dan seragam antara bahan bakar dan udara atau gas seperti yang diperlihatkan pada gambar, sehingga mengakibatkan perpindahan kalor dan pembakaran yang baik. Hambaran pasir itu sendiri memiliki kapasitas panas yang besar, yang membantu mengurangi terjadinya fluktuasi temperatur sesaat yang dapat diakibatkan oleh nilai kalor bahan bakar (sampah) yang bervariasi. Kapasitas penyimpanan panas ini juga memungkinkan untuk proses *start-up* yang lebih cepat, jika waktu *shutdown* sebelumnya belum terlalu lama. Proses pembakaran dengan teknologi ini telah berkembang relatif cepat sejak tahun 1960-an, dan sampai saat ini metode ini masih terus dikembangkan lebih lanjut di kawasan Eropa, Amerika, Jepang, Australia, dan negara-negara maju lainnya.

2.4.1 Jenis-Jenis *Fluidized Bed Combustor*

Fluidized bed combustor dapat beroperasi dalam dua jenis sistem, yaitu *bubbling* dan *circulating*, tergantung pada kecepatan udara yang masuk ke dalam ruang bakar. *Fluidized bed combustor* dengan sistem *bubbling* biasa disebut dengan

insinerator *Bubling Fluidized Bed* (BFB) sedangkan jenis lainnya adalah insinerator *Circulating Fluidized Bed* (CFB), yang mana kecepatan udara yang lebih tinggi menyebabkan laju perpindahan partikel yang tinggi.

Bubling Fluidized Bed beroperasi ketika kecepatan aliran udara tidak cukup tinggi untuk membawa partikel hamparan yaitu pasir untuk keluar dari *riser* menuju siklon. Sistem *bubbling* pada *fluidized bed combustor* terjadi pada kecepatan udara yang relatif rendah antara 0,1 – 3 m/s, bergantung pada ukuran dari partikel pasir yang digunakan. Pada kondisi ini, hamparan harus dibersihkan dari partikel abu secara manual. Sedangkan pada CFB memiliki kecepatan gas atau udara yang lebih tinggi, biasanya 4 -6 m/s. Ketinggian *freeboard* untuk *combustor zone* pun lebih tinggi dibandingkan dengan BFB. Material yang berpindah terbawa keluar sistem diperoleh kembali dengan mensirkulasikan partikel tersebut ke dalam sistem.

Selanjutnya udara pembakaran pada CFB disuplai dalam dua tahap yaitu udara primer (fluidisasi) dan udara sekunder, dan sehingga beban daya dari *blower* dapat dikurangi. Pembakaran dua tahap ini juga dilakukan untuk mengurangi efek buruk terhadap lingkungan seperti polutan yang dihasilkan. BFB memiliki kekurangan pada proses *agitation* (pergolakan) dan pencampuran dalam ruang bakar terganggu jika ukuran ruang bakar diperbesar. Sebaliknya, CFB berukuran besar pun dapat menjaga pembakaran dengan baik sekali karena terjadinya proses *agitation* yang cukup dan pencampuran dipengaruhi oleh fluidisasi berkecepatan tinggi. Dalam pembakaran CFB, bagian dari material *bed* dan *unburned char* yang terbawa keluar dari atas *riser* ditangkap oleh siklon dan disirkulasikan kembali ke dalam sistem, dan terbakar dengan sempurna.

2.4.2 Pinsip Kerja *Fluidized Bed Combustor*

Teknologi pembakaran dengan menggunakan metode *fluidized bed* telah memperkenalkan beberapa konsep penting dalam pembakaran sampah atau bahan padat [Tillman, 1991], yaitu :

- Turbulensi partikel padatan, dengan meningkatkan kontak fisik antara partikel padat (pasir) dengan bahan bakar (sampah), yang menghasilkan panas dan

perpindahan panas yang lebih baik, dan juga menunjukkan panas yang seragam di sekitar pasir, dan juga di sekitar ruang bakar secara umumnya.

- Temperatur sebagai kontrol variabel yang independen dapat meningkatkan kontrol polusi yang dapat dihasilkan oleh penempatan bahan bakar dan sistem distribusi udara, serta penempatan tabung *heat recovery* dalam reaktor.
- Penggunaan pasir sebagai *inert material* dapat mengurangi dampak sisa hasil pembakaran dengan menggunakan bahan bakar yang basah atau kotor.

Proses kerja fluidized bed combustor terutama terdiri dari tiga tahapan. Dari kondisi awal, pemanasan dan kondisi operasi.

1. Kondisi awal

Pada kondisi awal, seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.5a, ruang bakar masih pada temperatur ruang. Pasir sebagai media pengaduk sekaligus pertukaran kalor dituang ke dalam ruang bakar.

2. Proses pemanasan

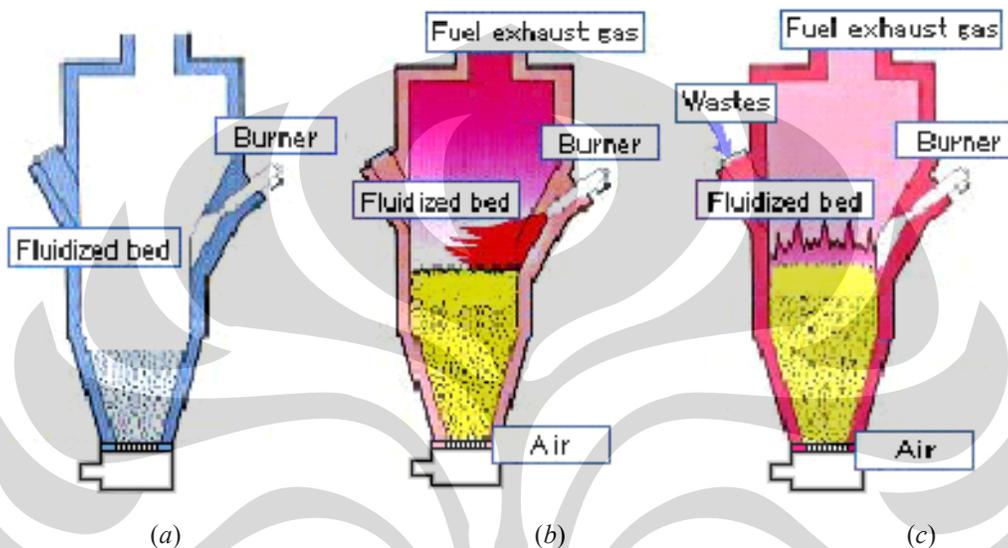
Pada tahapan proses pemanasan, seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.5b, pasir tersebut mulai dipanaskan. Udara bertekanan mulai dialirkan dari blower ke dalam ruang bakar dari bagian bawah insinerator untuk menfluidisasi pasir. Pada kondisi ini sudah terjadi fluidisasi pada kecepatan fluidisasi minimum. Proses pemanasan dilakukan dengan bahan bakar bantu dari burner. Burner memanaskan pasir sampai temperatur operasi (750 – 900 °C). Untuk mempercepat pemanasan dapat ditambahkan bahan bakar ke dalam reaktor berupa kayu bakar atau pun batu bara.

3. Kondisi operasi

Pada kondisi operasi, seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.5c, temperatur ruang bakar pada hamparan sudah mencapai temperatur operasi. Pada kondisi ini bahan bakar bantu tidak dipakai lagi, burner dimatikan. Temperatur ruang bakar terjaga konstan dengan laju pengumpanan sampah yang tetap. Kecepatan udara dari blower dinaikkan sampai pada kecepatan pengoperasian maksimum.

Sampah akan terbakar sendiri pada kondisi ini karena panas yang diberikan oleh pasir sudah melewati temperatur nyala dari sampah.

Secara umum tahapan-tahapan proses kerja dari *fluidized bed combustor* dapat dilihat pada ilustrasi gambar-gambar di bawah ini.



Gambar 2.9 Tahapan Proses Kerja *Fluidized Bed Combustor*; (a) Tahapan pada Kondisi Awal; (b) Tahapan Proses Pemanasan; (c) Tahapan pada Kondisi Operasi.

2.4.3 Bagian-Bagian *Fluidized Bed Combustor*

Fluidized bed combustor memiliki banyak bagian-bagian penting yang harus diperhatikan dalam pengoperasiannya. Bagian-bagian penting tersebut di antaranya terdiri dari *fluidization vessel*, *solid feeder*, *burner*, *bed material*, *cyclone separator*, *blower*, dan *instrumentation*.

2.4.3.1 *Fluidization Vessel*

Fluidization vessel sebagian besar terbuat dari rangka baja yang dilapisi material tahan panas. Biasanya berbentuk silinder tegak dengan diameter 9 – 34ft. Secara umum *fluidization vessel* terdiri dari 3 bagian utama yaitu :

1. Ruang Bakar

Ruang bakar ini merupakan ruang tempat meletakkan pasir dan umpan sampah yang akan dibakar, sehingga proses pembakaran terjadi di sini. Pasir difluidisasi di ruang bakar ini dengan suplai udara dari blower. Ruang bakar dalam *fluidized bed combustor* juga harus dapat menjaga temperatur pasir yang dapat mencapai 800 – 900 °C.



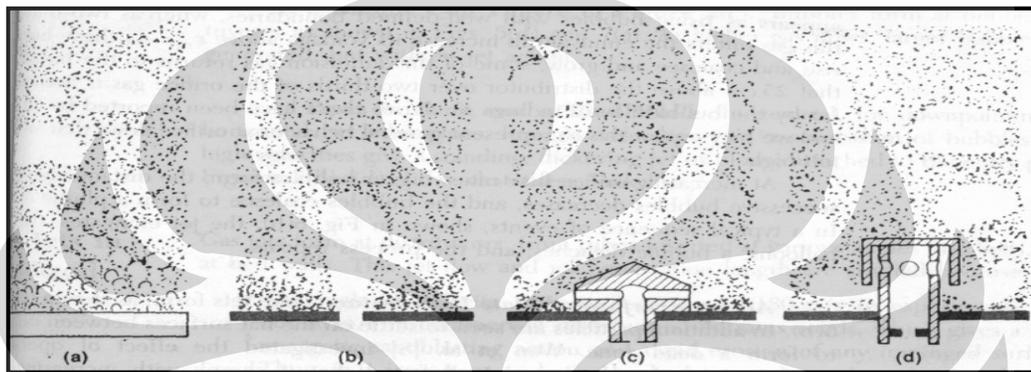
Gambar 2.10 Ruang Bakar Utama *Fluidized Bed Combustor* UI

Ketika sistem bekerja dalam fluidisasi dengan kecepatan tinggi, bahan bakar akan terbakar setelah fase *bubbling*. Di dalam ruang bakar akan terjadi urutan-urutan reaksi, yaitu: pengeringan (*drying*), pemanasan (*heating*), pirolisa partikel solid, dan oksidasi. Ruang bakar utama ini merupakan area yang paling penting dalam proses pembakaran, selain sebagai tempat terjadinya proses pembakaran, area ini juga berfungsi sebagai tempat penyimpanan. Volume yang besar dari ruang bakar ini membantu dalam proses pirolisa terhadap bahan bakar padat, dan juga dapat membantu peningkatan stabilitas termal di dalam ruang bakar.

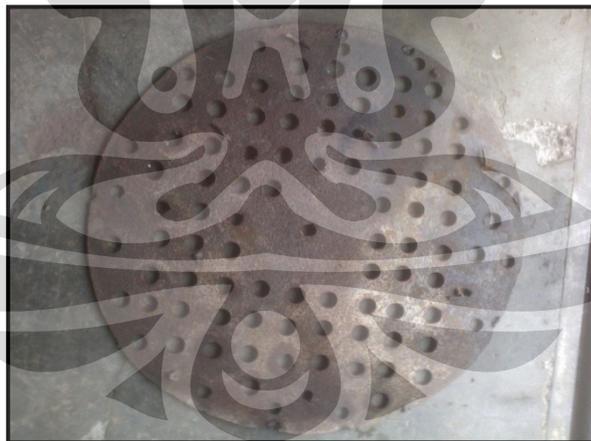
2. Distributor

Distributor digunakan untuk mendistribusikan aliran udara dari blower secara seragam pada keseluruhan penampang reaktor sehingga hamparan pasir yang

ditopang oleh distributor tersebut terjadi fluidisasi. Distributor ini juga memiliki pengaruh terhadap ukuran dan jumlah *bubble* yang dihasilkan. Terdapat beberapa jenis distributor yang sering digunakan, yaitu *porous plate*, *perforated plate*, *nozzle-type tuyere*, dan *bubble cap tuyere*. Masing-masing jenis distributor tersebut dapat menghasilkan perilaku gelembung yang berbeda-beda seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.8.



Gambar 2.11 Perilaku Gelembung Setiap Jenis Distributor; (a) *Porous Plate*; (b) *Perforated Plate*; (c) *Nozzle-type Tuyere*; (d) *Bubble Cap Tuyere*.



Gambar 2.12 Distributor yang Sebelumnya Digunakan pada *Fluidized Bed Combustor* UI

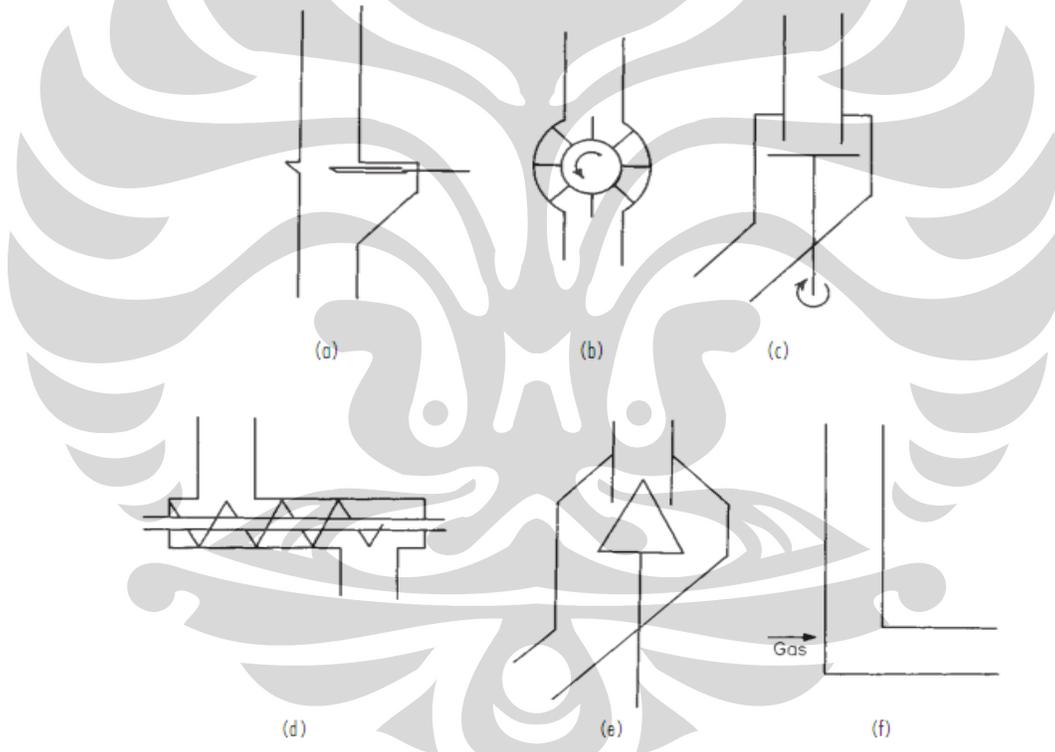
3. *Plenum*

Plenum merupakan bagian fluidized vessel yang berfungsi sebagai saluran udara menuju distributor. *Plenum* umumnya berbentuk kerucut dan terletak di

bawah distributor. Udara yang dialirkan oleh gas supply (pada FBC UI menggunakan blower) akan diteruskan melewati pipa saluran udara. Kemudian udara tersebut akan melewati plenum. Di *plenum* ini akan terjadi perubahan kecepatan aliran udara. Hal ini disebabkan adanya perbesaran ukuran penampang saluran pada *plenum*.

2.4.3.2 Solid Feeder

Solid feeder merupakan bagian dari *fluidized bed combustor* yang berfungsi mengalirkan sejumlah bahan bakar menuju ruang bakar. Ada beberapa jenis dari *solid flow control* yang sering digunakan yaitu jenis *slide valve*, *rotary valve*, *table feeder*, *screw feeder*, *cone valve*, dan *L valve*.



Gambar 2.13 Jenis-Jenis *Solid Flow Control*; (a) *Slide Valve* (b) *Rotary Valve*;
(c) *Table Feeder*; (d) *Screw Feeder*; (e) *Cone Valve*; (f) *L Valve*

Jenis-jenis tersebut mempunyai kemampuan mengontrol laju aliran yang berbeda-beda. Ukuran partikel yang akan dipindahkan sangat menentukan tipe feeder apa yang akan digunakan. Selain itu masih banyak parameter yang perlu

diperhitungkan dalam mendesign sebuah feeder, seperti kapasitas material yang ingin dipindahkan, massa jenis material, tingkat abrasifitas material, kecepatan aliran, dan lain-lain.

Fluidized bed combustor di UI menggunakan tipe screw feeder untuk mengalirkan bahan bakar ke dalam ruang bakar. Screw feeder tersebut digerakkan oleh rantai yang dihubungkan ke sebuah motor listrik.



Gambar 2.14 *Screw Feeder*

2.4.3.3 Burner

Burner merupakan komponen penting pada *fluidized bed combustor*. Burner digunakan sebagai alat untuk proses pemanasan awal. Burner berfungsi untuk memanaskan pasir sampai pasir tersebut mencapai temperatur 750-800 °C. Dalam pengoperasiannya, burner hanyalah digunakan sementara. Burner tidak digunakan selamanya selama pengoperasian alat berlangsung seperti halnya blower, namun burner hanya digunakan pada proses awal saat proses pemanasan pasir dilakukan sampai temperatur operasi. Ketika hamparan pasir sudah mencapai temperatur yang diinginkan, maka burner ini akan berhenti bekerja.

Burner yang digunakan pada alat *fluidized bed combustor* UI merupakan burner gas dengan bahan bakar gas LPG. Burner yang digunakan tersebut diharapkan dapat memanaskan pasir secepat mungkin. Hal ini berhubungan dengan nilai efisiensi

dan efektifitas pengoperasian alat *fluidized bed combustor* UI secara keseluruhan. Parameter yang digunakan dalam penggunaan burner adalah besar kapasitas kalor yang dapat dihasilkan burner setiap satu waktu. Semakin besar nilai kapasitas kalor yang dimiliki burner maka semakin baik dan efektiflah burner tersebut. Namun ada beberapa faktor lain yang dipertimbangkan dalam penggunaan burner seperti keamanan dalam penggunaan (*safety*), dan ketahanan burner (*endurance*).



Gambar 2.15 Burner yang Digunakan pada *Fluidized Bed Combustor* UI

2.4.3.4 *Bed Material*

Material hamparan (*Bed Material*) yang digunakan pada *fluidized bed combustor* adalah pasir. Pasir ini digunakan sebagai media pentransfer panas terhadap bahan bakar yang akan dibakar. Salah satu persyaratan yang harus dimiliki oleh pasir adalah nilai konduktifitas termal yang baik dan kalor jenis yang rendah. Fungsi partikel dalam *fluidized bed combustor* ialah untuk membantu pembakaran di dalam ruang bakar dan membantu mempertahankan temperatur ruang bakar. Partikel-partikel tersebut harus mampu menjadi penahan thermal shock (lonjakan suhu). Partikel yang umumnya digunakan adalah pasir silika atau kuarsa, dengan ukuran partikel 20 *mesh* sampai 50 *mesh*. Pasir yang digunakan sebagai media harus memenuhi persyaratan teknik diantaranya yaitu konduktifitas termal yang tinggi,

kalor jenis yang rendah, titik lebur yang tinggi, serta tahan terhadap temperature tinggi dalam waktu yang lama.

Partikel pasir yang digunakan, diklasifikasikan dalam beberapa kelompok [Geldart. 1991]. Kelompok-kelompok pasir tersebut yaitu:

- *Group A*

Material pasir dikategorikan ke dalam kelompok ini memiliki diameter partikel (d_p) berkisar antara $20 \mu m$ sampai $100 \mu m$ dan densitas partikel kurang dari $1400 kg/m^3$. Material ini paling mudah terfluidisasi dibandingkan kelompok yang lain.

- *Group B*

Material kelompok ini cenderung memiliki ukuran rata-rata diameter partikel berkisar antara $40 \mu m$ sampai $500 \mu m$ dan densitasnya berkisar antara 1400 sampai $4000 kg/m^3$.

- *Group C*

Kelompok ini memiliki ukuran rata-rata diameter partikel yang lebih kecil ($<30 \mu m$) dengan densitas yang kecil. Partikelnya sangat halus seperti tepung. Fluidisasi sangat sulit terjadi karena gaya interstitial antara partikel mempunyai efek yang lebih besar dibandingkan gaya gravitasi.

- *Group D*

Material kelompok ini biasanya memiliki ukuran rata-rata diameter partikel lebih besar dari $600 \mu m$ dan paling besar di antara kelompok lainnya. Kelompok ini membutuhkan kecepatan fluidisasi yang besar sehingga sangat sulit untuk pencampuran yang baik dibandingkan kelompok A dan B.

Untuk tujuan fluidisasi yang baik, sebaiknya menggunakan pasir silika atau pasir kuarsa dengan ukuran diameter $400 - 600 \mu m$. Pasir jenis ini diklasifikasikan diantara grup B. Pasir kuarsa dan pasir silika tidak jauh berbeda kandungannya, keduanya sama-sama memiliki kandungan SiO_2 . Kedua pasir tersebut berasal dari batuan yang sangat keras sehingga sangat cocok digunakan untuk penggunaan pada temperature tinggi dan sebagai media pentansfer panas.

2.4.3.5 Cyclone separator

Cyclone separator merupakan salah satu komponen penting sebagai *gas cleaning system* dari hasil proses pembakaran yang terjadi. *Cyclone separator* berfungsi sebagai alat pemisah partikel padat dengan gas. Pada komponen ini, yang dipisahkan adalah partikel-partikel hasil dari proses pembakaran. Akibat yang dihasilkan dari proses pembakaran yang terjadi, terutama pembakaran dengan *fluidized bed combustor*, akan menghasilkan partikel-partikel padat besar dan partikel-partikel padat kecil beserta dengan partikel gas.

Partikel yang memiliki nilai kerapatan lebih besar, dalam hal ini adalah partikel padat, akan jatuh turun ke bawah dan kemudian ditampung. Biasanya, partikel tersebut adalah abu-abu hasil sisa pembakaran. Begitu juga sebaliknya, partikel-partikel yang memiliki kerapatan lebih kecil, akan terbang terangkat ke atas. Biasanya, partikel-partikel tersebut adalah gas-gas hasil pembakaran, seperti CO_2 , CO , SO_x , NO_x dan lain-lain. *Cyclone separator* ini sendiri belum memadai sebagai *gas cleaning system*, seharusnya terdapat komponen lainnya seperti *scrubber*.



Gambar 2.16 *Cyclone Separator Fluidized Bed Combustor UI*

2.4.3.6 Blower

Blower merupakan salah satu komponen vital yang digunakan untuk aplikasi teknologi *fluidized bed*. *Blower* tersebut berfungsi untuk mengalirkan udara ke reaktor dengan debit tertentu sehingga pasir silika yang ditopang dengan plat distributor tersebut terfluidisasi. *Blower* harus dapat memberikan aliran udara dengan kecepatan aliran yang mencukupi sehingga terjadi fluidisasi, dan sebagai tolok ukurnya dapat dilihat dari kecepatan fluidisasi minimum. Selain harus dapat mengalirkan udara dengan kecepatan udara setidaknya sebesar kecepatan fluidisasi minimumnya, blower harus juga dapat memberikan cukup tekanan yang lebih besar dari pada nilai *pressure drop* (penurunan tekanan) yang melewati hamparan pasir. Pada saat proses pemilihan blower yang akan digunakan pada *fluidized bed combustor* UI, parameter-parameter yang digunakan dalam pemilihan tersebut adalah besar debit aliran maksimum blower, besar tekanan maksimum blower, dan besar daya yang dibutuhkan blower.



Gambar 2.17 Blower Sentrifugal yang Digunakan pada FBC

2.4.3.7 Instrumentation

Instrumentasi merupakan peralatan pendukung yang digunakan pada saat pengoperasian *fluidized bed combustor*. Peralatan tersebut juga sangat penting saat

pengoperasian berlangsung. Adapun beberapa instrument yang digunakan pada *fluidized bed combustor* UI yaitu sebagai berikut :

1. *Control Panel*

Berfungsi untuk mengontrol putaran feeder dan putaran blower.



Gambar 2.18 *Control Panel*

2. *Termokopel*

Berfungsi untuk mengukur temperatur di dalam ruang bakar.

3. *Data logger*

Berfungsi membaca temperatur yang disensing oleh termokopel dan menampilkannya secara digital.

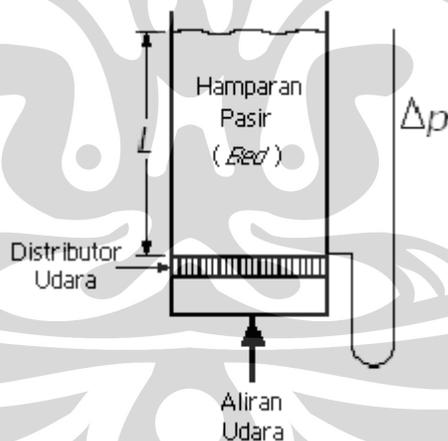


Gambar 2.19 *Data Logger*

2.5 FENOMENA FLUIDISASI

2.5.1 Proses Fluidisasi

Bila suatu zat cair atau gas dilewatkan melalui lapisan hamparan partikel padat pada kecepatan rendah, partikel-partikel itu tidak bergerak. Jika kecepatan fluida berangsur-angsur dinaikkan, partikel-partikel itu akhirnya akan mulai bergerak dan melayang di dalam fluida. Istilah “fluidisasi” (*fluidization*) dan “hamparan fluidisasi” (*fluidized bed*) biasa digunakan untuk memeriksa keadaan partikel yang seluruhnya dalam keadaan melayang (suspensi), karena suspensi ini berperilaku seakan-akan fluida rapat. Jika hamparan itu dimiringkan, permukaan atasnya akan tetap horisontal, dan benda-benda besar akan mengapung atau tenggelam di dalam hamparan itu bergantung pada perbandingan densitasnya terhadap suspensi. Zat padat yang terfluidisasi dapat dikosongkan dari hamparannya melalui pipa dan katup sebagaimana halnya suatu zat cair, dan sifat fluiditas ini merupakan keuntungan utama dari penggunaan fluidisasi untuk menangani zat padat.



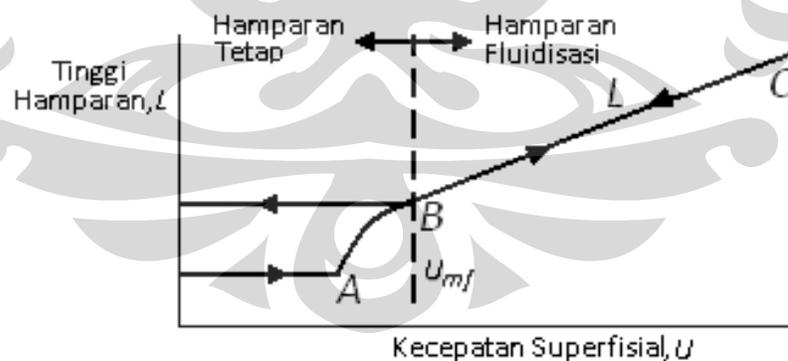
Gambar 2.20 Skematik Fluidisasi

2.5.2 Kondisi Fluidisasi

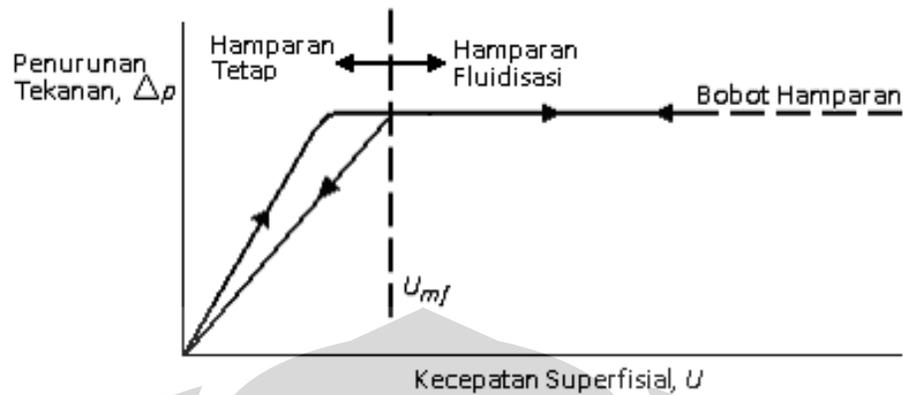
Perhatikan suatu tabung vertikal yang sebagian berisi dengan bahan butiran, sebagaimana terlihat dalam skema gambar. Tabung itu turbulen pada bagian atas, dan mempunyai plat berpori pada bagian bawah untuk menopang pasir di atasnya serta

untuk menyebarkan aliran secara seragam pada keseluruhan penampang. Udara dimasukkan di bawah plat distribusi atau distributor (penyebar udara) dengan laju lambat, dan naik ke atas melalui hamparan tanpa menyebabkan terjadinya gerakan pada partikel. Jika partikel itu cukup kecil, aliran di dalam saluran-saluran di antara partikel-partikel dalam hamparan itu akan bersifat laminar. Jika kecepatan itu berangsur-angsur dinaikkan, penurunan tekanan (*pressure drop*) akan meningkat, tetapi partikel-partikel itu masih tetap tidak bergerak dan tinggi hamparan pun tidak berubah.

Pada kecepatan tertentu, penurunan tekanan melintas hamparan itu akan mengimbangi gaya gravitasi yang dialaminya; dengan kata lain, mengimbangi bobot hamparan, dan jika kecepatan masih dinaikkan lagi, partikel itu akan mulai bergerak. Titik ini digambarkan oleh titik *A* pada grafik gambar 2.10. Jika kecepatan itu terus ditingkatkan lagi, partikel-partikel itu akan memisah dan menjadi cukup berjauhan satu sama lain sehingga dapat berpindah-pindah di dalam hamparan itu, dan fluidisasi yang sebenarnya pun mulailah terjadi (titik *B*). Jika hamparan itu sudah terfluidisasi, penurunan tekanan melintas hamparan tetap konstan (gambar 3.2 dan 3.3), akan tetapi tinggi hamparan bertambah terus jika aliran ditingkatkan lagi.



Gambar 2.21 Hubungan Tinggi Hamparan Terhadap Kecepatan Superfisial di Dalam Hamparan Zat Padat



Gambar 2.22 Hubungan Penurunan Tekanan Terhadap Kecepatan Superfisial di Dalam Hamparan Zat Padat

Jika laju aliran ke hamparan fluidisasi (*fluidized bed*) itu perlahan-lahan diturunkan, penurunan tekanan tetap sama, tetapi tinggi hamparan berkurang, mengikuti garis *BC* yang diamati pada waktu penambahan kecepatan. Akan tetapi, tinggi-akhir hamparan itu mungkin lebih besar dari nilainya pada hamparan diam semula, karena zat padat yang dicurahkan ke dalam tabung itu menetal lebih rapat dari zat padat yang mengendap perlahan-lahan dari keadaan fluidisasi. Penurunan tekanan pada kecepatan rendah lebih kecil dari pada hamparan-diam semula. Jika fluidisasi dimulai kembali, penurunan tekanan akan mengimbangi bobot hamparan pada titik *B*, titik inilah yang harus kita anggap sebagai kecepatan fluidisasi minimum U_{mf} ; dan bukan titik *A*. Untuk mengukur U_{mf} , hamparan itu harus difluidisasikan dengan kuat terlebih dahulu, dibiarkan mengendap dengan mematikan aliran udara, dan laju aliran dinaikkan lagi perlahan-lahan sampai hamparan itu mengembang.

2.5.3 Jenis-Jenis Fluidisasi

2.5.3.1 Fluidisasi partikulat (*particulate fluidization*)

Dalam fluidisasi padatan pasir dan udara, partikel-partikel itu bergerak menjauh satu sama lain, dan gerakannya bertambah hebat dengan bertambahnya kecepatan, tetapi densitas hamparan rata-rata pada suatu kecepatan tertentu sama di segala arah hamparan. Proses ini disebut “fluidisasi partikulat” (*particulate*

fluidization) yang bercirikan ekspansi hamparan yang cukup besar tetapi seragam pada kecepatan yang tinggi.

Ketika fluida cairan seperti air dan padatnya berupa kaca, gerakan dari partikel saat fluidisasi terjadi dalam ruang sempit dalam hamparan. Seiring dengan bertambahnya kecepatan fluida dan penurunan tekanan, maka hamparan akan terekspansi dan pergerakan partikel semakin cepat. Jalan bebas rata-rata suatu partikel di antara tubrukan-tubrukan dengan partikel lainnya akan bertambah besar dengan meningkatnya kecepatan fluida, dan akibatnya porositas hamparan akan meningkat pula. Ekspansi dari hamparan ini akan diikuti dengan meningkatnya kecepatan fluida sampai setiap partikel bertindak sebagai suatu individu. Proses ini dikenal sebagai fluidisasi partikulat.

2.5.3.2 *Fluidisasi gelembung (bubbling fluidization)*

Hamparan zat padat yang terfluidisasi di dalam udara biasanya menunjukkan fluidisasi yang dikenal sebagai fluidisasi agregativ atau fluidisasi gelembung. Fluidisasi ini terjadi jika kecepatan superfisial gas di atas kecepatan fluidisasi minimum. Bila kecepatan superfisial jauh lebih besar dari U_{mf} , kebanyakan gas itu mengalir melalui hamparan dalam bentuk gelembung atau rongga-rongga kosong yang tidak berisikan zat padat, dan hanya sebagian kecil gas itu mengalir dalam saluran-saluran yang terbentuk di antara partikel. Partikel itu bergerak tanpa aturan dan didukung oleh fluida, tetapi dalam ruang-ruang di antara gelembung fraksi kosong kira-kira sama dengan pada kondisi awal fluidisasi. Gelembung yang terbentuk berperilaku hampir seperti gelembung udara di dalam air atau gelembung uap di dalam zat cair yang mendidih, dan karena itu fluida jenis ini kadang-kadang dinamai dengan istilah “hamparan didih” (*boiling bed*).

Perilaku hamparan fluidisasi gelembung sangat bergantung pada banyaknya dan besarnya gelembung gas dan ini tidak mudah meramalkannya. Ukuran rata-rata gelembung itu bergantung pada jenis dan ukuran partikel, jenis plat distributor, kecepatan superfisial, dan tebalnya hamparan. Gelembung-gelembung cenderung bersatu, dan menjadi besar pada waktu naik melalui hamparan fluidisasi (*fluidized*

bed) itu dan ukuran maksimum gelembung stabil berkisar antara beberapa inci sampai beberapa kaki diameternya. Gelembung-gelembung yang beriringan lalu bergerak ke puncak terpisah oleh zat padat yang seakan-akan sumbat. Peristiwa ini disebut “penyumbatan” (*slugging*) dan biasanya hal ini tidak dikehendaki karena mengakibatkan adanya fluktuasi tekanan di dalam hamparan, meningkatkan zat padat yang terbawa ikut, dan menimbulkan kesulitan jika kita ingin memperbesar skalanya (*scale up*) ke unit-unit yang lebih besar.

2.5.4 Parameter-Parameter Fluidisasi

Banyak faktor yang mempengaruhi bagaimana terjadinya fluidisasi, sifat-sifat dan karakteristiknya. Berikut ini parameter-parameter yang mempengaruhi terjadinya fluidisasi.

2.5.4.1 Ukuran partikel

Jika suatu pasir dengan menggunakan proses pengayakan (*sieving*) memiliki ukuran partikel yang terdistribusi dari beberapa ukuran partikel d_{pi} , maka ukuran partikel pengayakan rata-rata (*mean sieve size*) d_p :

$$d_p = \frac{1}{\sum x_i / d_{pi}}$$

yang mana x adalah fraksi berat partikel pada masing-masing ukuran partikel.

Definisi ukuran partikel rata-rata memberikan penekanan yang sebenarnya terhadap pentingnya pengaruh ukuran kehalusan suatu partikel pasir. Sebaiknya jangan dibingungkan dengan metode penggolongan pasir yang lain, median d_{pm} .

2.5.4.2 Massa jenis padatan

Massa jenis padatan dapat dibedakan dalam tiga jenis, yaitu *bulk*, *skeletal*, dan *particle density*. Massa jenis borongan (*bulk density*) merupakan pengukuran berat dari keseluruhan partikel dibagi dengan volume partikel. Pengukuran ini menyertakan faktor kekosongan di antara partikel dan kekosongan dalam pori-pori partikel. Massa jenis padatan (*skeletal density*) sesungguhnya adalah densitas dari suatu padatan jika

porositasnya nol. Dalam perhitungan hampan fluidisasi (*fluidized bed*) biasanya menggunakan massa jenis partikel (ρ_p), yang merupakan berat dari suatu partikel dibagi volumenya dan menyertakan lubang atau pori-pori.

2.5.4.3 Sphericity

Sphericity (ψ) merupakan faktor bentuk yang dinyatakan sebagai rasio dari area permukaan volume partikel bulat yang sama dengan partikel itu dibagi dengan area permukaan partikel.

$$\psi = \frac{A_p}{A_v}$$

Material yang melingkar seperti katalis dan pasir bulat memiliki nilai *sphericity* sebesar 0,9 atau lebih.

2.5.4.4 Bed voidage

Bed voidage (ϵ) merupakan faktor kekosongan di antara partikel di dalam hampan pasir. *Bed voidage* didefinisikan sebagai perbandingan antara selisih volume hampan dan volume partikel dibagi dengan volume hamparannya. Pada partikel yang tidak memiliki porositas internal, *bed voidage* dapat ditentukan dari massa jenis partikel (ρ_p) dan massa jenis borongan pada hampan (ρ_b).

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_p}{\rho_b}$$

2.5.4.5 Kecepatan fluidisasi minimum

Bila gas dilewatkan melalui lapisan hampan partikel padat pasir pada kecepatan rendah, partikel-partikel itu tidak bergerak. Jika kecepatan fluida berangsur-angsur dinaikkan, partikel-partikel pasir itu akhirnya akan mulai bergerak dan melayang di dalam fluida, dan gesekan (*friction*) menyebabkan terjadinya penurunan tekanan (*pressure drop*). Ketika kecepatan gas dinaikkan, penurunan tekanan meningkat sampai besar penurunan tekanan tersebut sama dengan berat hamparannya dibagi dengan luas penampangnya. Kecepatan gas ini disebut kecepatan

fluidisasi minimum, U_{mf} . Kecepatan fluidisasi minimum adalah kecepatan superficial terendah yang dibutuhkan untuk terjadinya fluidisasi. Jika U_{mf} tidak dapat ditentukan secara eksperimental, maka gunakan persamaan di bawah ini.

$$Re_{mf} = \left(135,7 + 0,0408 \cdot Ar \right)^{1/2} - 3,7$$

bilangan Reynold terjadinya fluidisasi minimum (Re_{mf}) :

$$Re_{mf} = \frac{\bar{d}_p \rho_f U_{mf}}{\mu_f}$$

bilangan *Archimedes* (Ar):

$$Ar = \frac{\bar{d}_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2}$$

keterangan : U_{mf} = kecepatan fluidisasi minimum (m/s)

\bar{d}_p = diameter partikel rata-rata pasir (m)

ρ_f = densitas fluida gas (kg/m^3)

ρ_p = densitas partikel pasir (kg/m^3)

μ_f = viskositas dinamik fluida gas ($N.s/m^2$)

g = percepatan gravitasi (m/s^2)

Pengukuran kecepatan fluidisasi minimum dapat juga diukur berdasarkan data eksperimental dari grafik penurunan tekanan vs kecepatan superficial berdasarkan data eksperimental dari titik potong antara bagian kurva yang naik dan bagian kurva yang datar.

2.5.4.6 Penurunan tekanan melintas hamparan

Suatu hamparan partikel-partikel pasir memberikan resistansi terhadap aliran fluida yang melaluinya. Jika kecepatan aliran tersebut dinaikkan, maka gaya seret (*drag force*) yang terjadi pada partikel-partikel tersebut meningkat. Dengan aliran ke atas melalui hamparan yang tidak tenang, partikel-partikel tersebut menyusun kembali sendiri untuk memberikan lebih sedikit resistansi terhadap aliran fluida dan

hamparan akan cenderung untuk mengembang. Dengan menaikkan lagi kecepatan aliran ke atas, berkembangnya hamparan akan terus berlanjut sampai suatu kondisi tercapai yang mana gaya seret yang terjadi pada partikel-partikel cukup untuk menopang berat partikel-partikel dalam hamparan. Sehingga penurunan tekanan melintas hamparan (ΔP_b) akan kurang lebih sama dengan berat hamparan per satuan luas.

Persamaan penurunan tekanan melalui distributor melintas hamparan pasir adalah:

$$\Delta P_b = h(\rho_p - \rho_f)(1 - \epsilon)g$$

keterangan :

- ΔP_b = penurunan tekanan melewati hamparan (N/m^2)
- h = tinggi hamparan pasir (kg)
- ρ_p = massa jenis partikel pasir (kg/m^3)
- ρ_f = massa jenis fluida udara (kg/m^3)
- ϵ = *bed voidage*
- g = percepatan gravitasi (m/s^2)

2.5.4.7 Penurunan tekanan melintas distributor

Bila dilihat dari sudut pandang bagaimana udara didistribusikan, maka kebutuhan mendasar adalah merancang suatu distributor sedemikian rupa sehingga udara yang mengalir melewati distributor tersebut mengalami penurunan tekanan yang secukupnya, ΔP_D . Jumlah orifis, nozzle, dan sebagainya yang dibutuhkan pada distributor untuk mencapai besar nilai penurunan tekanan ini harus ditentukan dahulu. Kita pertimbangkan dahulu contoh kasus paling sederhana dari sebuah distributor *perforated plate*. Jika kecepatan udara superfisial dalam *windbox* atau ruang plenum adalah U_o dan *fractional open area* dari distributor (yaitu fraksi dari jumlah total luas bukaan pada aliran udara yang melewati distributor) adalah f_{oa} , maka kecepatan udara rata-rata melewati orifis adalah:

$$U_{or} = \frac{U_o}{f_{oa}}$$

Sehingga persamaan penurunan tekanan melalui distributor adalah:

$$\Delta P_D = \frac{\rho_f}{2} \left\{ \left(\frac{U_{or}}{C_d} \right)^2 - U_o^2 \right\}$$

yang mana ρ_f merupakan massa jenis udara dan C_d merupakan *orifice discharge coefficient*.

Orifice discharge coefficient bergantung pada bentuk dari orifis. Terdapat kemungkinan bahwa udara yang melewati orifis menuju hamparan terfluidisasi (*fluidized bed*) mengalami penurunan tekanan yang lebih sedikit daripada yang tanpa ada partikel atau kosong. Untuk orifis bundar bertepi-persegi dengan diameter d_{or} jauh lebih besar daripada ketebalan plat distributor t , C_d dapat ditentukan sebesar 0,6. Untuk $t/d_{or} > 0,09$, C_d dapat diperkirakan menurut korelasi yang diberikan oleh Qureshi dan Creasy:

$$C_d = 0,82 \left(\frac{t}{d_{or}} \right)^{-0,13}$$

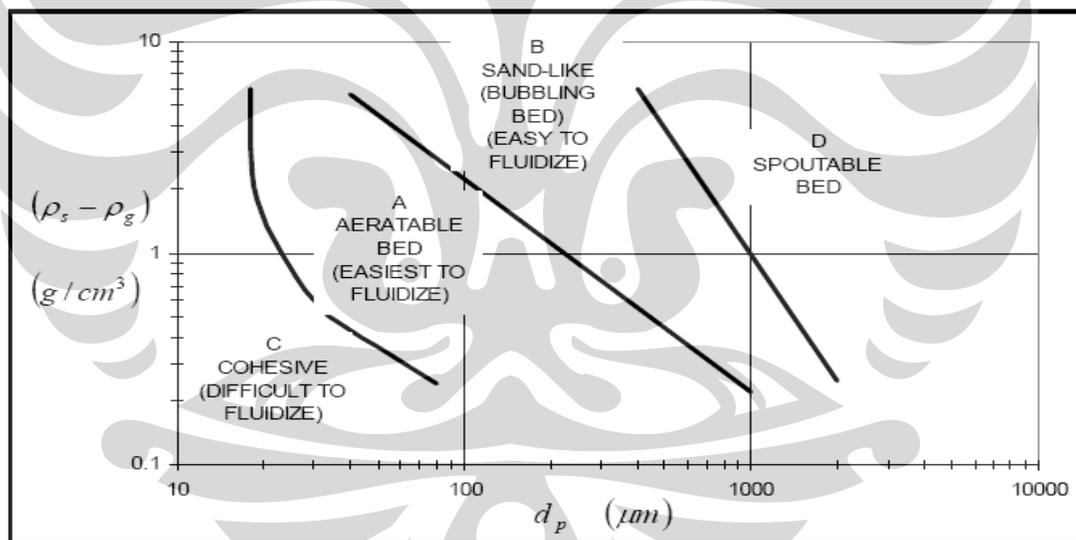
Keterangan :

- ΔP_d = penurunan tekanan melewati distributor (N/m^2)
- U_o = kecepatan udara superfisial (m/s)
- U_{or} = kecepatan udara rata-rata melewati orifis (m/s)
- f_{or} = *fractional open area* (m^2)
- ρ_f = massa jenis fluida udara (kg/m^3)
- C_D = *Orifice discharge coefficient*
- t = tebal plat distributor (m)
- d_{or} = diameter orifis pada distributor (m)

2.5.4.8 Klasifikasi pasir

Pasir diklasifikasikan berdasarkan bagaimana pasir tersebut terfluidisasi saat dialirkan aliran udara pada kecepatan udara tertentu. Setiap masing-masing kelompok pasir memiliki karakteristik yang berbeda-beda seperti bagaimana terbentuknya gelembung, solid mixing yang terjadi, tingkat mengembangnya pasir dan besarnya nilai penurunan tekanan yang semuanya dipengaruhi oleh diameter partikel pasir dan massa jenis pasir tersebut.

Geldart meneliti perilaku tiap-tiap kelompok pasir ketika mengalami fluidisasi. Dia mengkategorikan klasifikasi ini dengan cara membuat plot grafik diameter partikel pasir terhadap selisih antara massa jenis partikel pasir dengan massa jenis udara. Diagram klasifikasi jenis-jenis pasir yang dikelompokkan oleh Geldart dapat dilihat pada gambar.



Gambar 2.23 Diagram Klasifikasi Jenis-Jenis Pasir. (sumber : Geldart. 1991)

Klasifikasi jenis-jenis pasir menurut Geldart, yaitu :

a) Group A

Pasir yang dikategorikan dalam *group A* menurut Geldart biasanya memiliki massa jenis kurang dari 1400 kg/m^3 dan memiliki ukuran berkisar antara 20 sampai

100 μm . Para peneliti telah menunjukkan dengan meyakinkan bahwa terdapat gaya antar partikel bahkan pada pasir seperti *cracking catalyst* yang menunjukkan pada kelompok ini. Hambaran pasir pada kelompok ini sangat mengembang pada kecepatan udara antara U_{mf} dan kecepatan yang mana gelembung mulai terjadi, U_{mb} , karena pasir seperti itu sedikit kohesif. Pasir jenis ini memperlihatkan suatu peningkatan hambaran (*bed*) nyata yang mengembang stabil ketika kecepatan fluidisasi minimum terlampaui dahulu, dan fluidisasi dapat terjaga seragam atau fluidisasi partikulat seperti itu bahkan sampai kecepatan fluidisasi minimum telah terlampaui dua sampai tiga kalinya. Tetapi, dengan memperbesar lagi kecepatan udara sampai pada suatu titik yang mana terjadinya hambaran mengempis kembali sehingga pada keadaan kurang mengembang yang kira-kira pada tingkat mengembangnya hambaran di bawah kondisi fluidisasi minimum dan kebanyakan udara berlebih akan mengalir melalui hambaran seperti fase gelembung, yakni yang sering disebut dengan fluidisasi agregatif. Kecepatan udara pada saat yang mana hambaran mengempis terjadi merupakan kecepatan minimum gelembung (*minimum bubbling velocity*, U_{mb}).

b) *Group B*

Pasir *group B* menurut Geldart cenderung untuk memiliki ukuran berkisar antara 40 sampai 500 μm dan massa jenis berkisar antara 1400 sampai 4000 kg/m^3 . Berkebalikan dengan pasir *group A*, gaya antar partikel diabaikan dan gelembung-gelembung mulai terbentuk pada kecepatan fluidisasi minimum atau sedikit lebih di atasnya. Berkembangnya hambaran kecil dan hambaran tersebut mengempis dengan sangat cepat ketika suplai udara dihentikan. Kebanyakan gelembung naik lebih cepat daripada kecepatan udara interstitial dan ukuran gelembung meningkat dengan keduanya yakni tinggi hambaran dan kecepatan udara berlebih ($U - U_{mf}$). Pasir jenis ini memperlihatkan pengembangan hambaran yang kurang stabil; gelembung (fluidisasi agregatif) terjadi pada kecepatan fluidisasi minimum atau sedikit lebih di atasnya. Gelembung cenderung berkembang sampai diameter gelembungnya terbatas oleh ukuran dari hambaran (*bed*) pasir *group B*.

c) *Group C*

Pasir *group C* merupakan pasir yang ukuran rata-ratanya lebih kecil dibandingkan yang lainnya ($<30 \mu m$) dan atau massa jenis yang lebih kecil juga sehingga gaya-gaya antar partikel mempunyai pengaruh yang lebih besar daripada gaya gravitasi. Pasir jenis ini sangat sulit untuk terfluidisasi. Tidak mungkin terjadi pada pasir jenis ini yang mana besar penurunan tekanan sama dengan berat per unit luas. Hal ini menunjukkan bahwa peranan dari berat, bahkan jika hamparan menunjukkan sifat-sifat tampaknya seperti fluida, disokong oleh gaya antar partikel dan persinggungan permukaan partikel. Pada pasir jenis ini, *channelling* sangat mudah terjadi. Sekali hal ini terjadi, maka cenderung memperbesar jalurnya ketika meningkatkan kecepatan udara sehingga udara tidak terdistribusi dengan baik yang mana tidak pernah terjadi benar-benar fluidisasi.

d) *Group D*

Pasir *group D* biasanya memiliki ukuran lebih besar dari pada $600 \mu m$ dan atau massa jenis yang besar. Walaupun suatu hamparan fluidisasi gelembung (*bubbling fluidized bed*) terlihat sangat turbulen dan dapat digambarkan sebagai fluidisasi secara turbulen pada saat kecepatan fluidisasi yang lebih tinggi, kondisi aliran udara di dalam celah-celah pasir cenderung menjadi laminar. Pada pasir jenis ini, laju aliran udara interstitial yang diperlukan untuk fluidisasi lebih besar daripada kecepatan naiknya gelembung, sehingga aliran udara mengalir ke dasar gelembung dan keluar dari atasnya, yang memberikan suatu cara terjadinya perpindahan udara yang mana hal ini berbeda dengan yang diamati pada pasir *group A* atau *group B*. Kecepatan udara untuk fluidisasi pada pasir yang bermassa jenis besar itu tinggi dan proses *solid mixing* cenderung kurang baik.

Bila gas dilewatkan melalui lapisan hamparan partikel *group A*, *B*, atau *D*, gesekan (*friction*) menyebabkan terjadinya penurunan tekanan (*pressure drop*). Ketika kecepatan gas dinaikkan, penurunan tekanan meningkat sampai besar penurunan tekanan tersebut sama dengan berat hamparan (*bed*) dibagi dengan luas penampangnya. Kecepatan gas ini disebut kecepatan fluidisasi minimum, U_{mf} . Ketika

batas ini tercapai, hampan partikel *group A* akan mengembang secara seragam sampai pada kecepatan gas yang lebih tinggi lagi akan terbentuk gelembung-gelembung (*bubbles*); kecepatan ini disebut kecepatan minimum gelembung, U_{mb} . Untuk partikel *group B* dan *group D* besar U_{mf} dan U_{mb} pada dasarnya sama. Partikel *group C* cenderung lebih kohesif dan ketika kecepatan gas dinaikkan lagi maka akan terbentuk semacam saluran atau rongga pada hampan (*channelling*) dari distributor sampai permukaan hampan. Jika *channelling* tidak terbentuk, maka seluruh hampan akan terangkat seperti piston. Semua kelompok partikel pasir ini (*group A*, *B*, *C*, dan *D*) ketika kecepatan gas dinaikkan lagi, densitas hampan akan berkurang dan tubulensi meningkat.

Pada pasir yang lebih halus dan kurang padat (*group A*), ukuran gelembung stabil maksimum jauh lebih kecil daripada pasir yang lebih kasar dan lebih padat (*group B*) sehingga distribusi ukuran gelembung yang stabil dapat dicapai pada hampan (*bed*) berdiameter yang lebih kecil dengan pasir *group A* daripada *group B*. Karena gelembung yang lebih besar naik lebih cepat daripada gelembung yang lebih kecil, maka udara yang digunakan untuk proses penggelembungan akan lepas dari hampan dengan lebih cepat saat ukuran gelembung rata-rata lebih besar, sehingga terdapat banyak variasi dalam pengembangan hampan secara keseluruhan.

Tabel 2.5 *Increasing Size and Density*
(Sumber: Geldart, 1991)

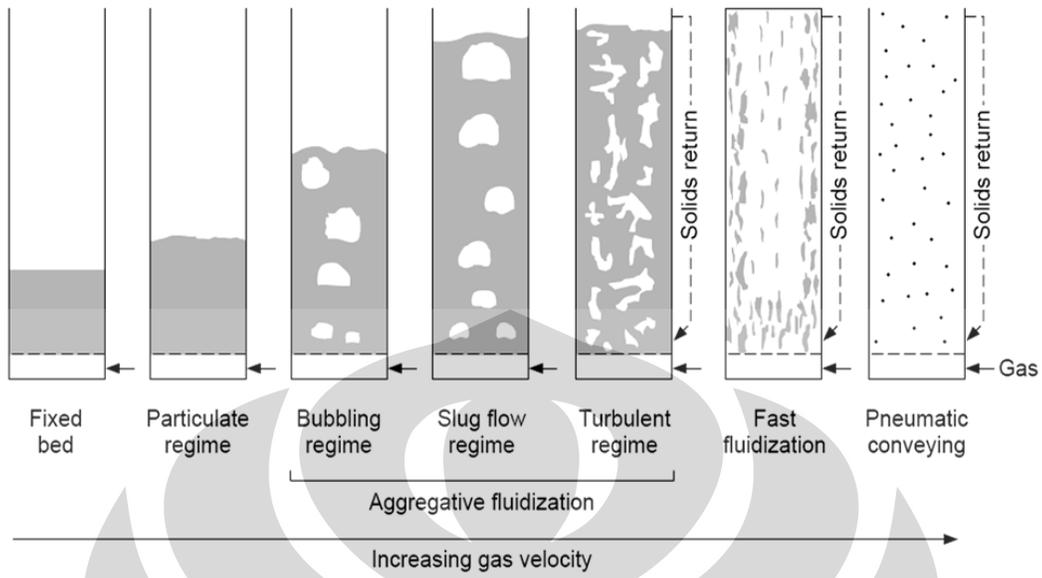
Group	C	A	B	D
Most obvious characteristic	Cohesive, difficult to fluidize	Bubble-free range of fluidization	Starts bubbling at U_{mf}	Coarse solids
Property	Typical solids			
	Flour, cement	Cracking catalyst	Building sand, table salt	Crushed limestone coffee beans
1. Bed expansion	Low when bed channel, can be high when fluidized	High	Moderate	Low
2. Deaeration rate	Initially fast, exponential	Slow, linear	Fast	Fast
3. Bubble Properties	No bubbles. Channels, and cracks	Splitting/ recalescence predominate; maximum size exist; large wake	No limit on size	No known upper size; small wake
4. Solids mixing ^a	Very low	High	Moderate	Low
5. Gas backmixing ^a	Very low	High	Moderate	Low
6. Slug properties	Solids slug	Axisymmetric	Axisymmetric, asymmetric	Horizontal voids, solids slugs, wall slugs
7. Spouting	No	No, except in very shallow beds	Shallow beds only	Yes, even in deep beds
Effect on properties 1 to 7 of:	Mean particle size within group	Cohesiveness increases as d_p decreases	Properties improve as size decreases	Properties improve as size decreases
	Particle size distribution ^b	Not known	Increasing <45 μm fraction improves properties	None
	Increasing pressure, temperature, viscosity, density of gas	Probably improves	Definitely improves	Uncertain, some possibly

^a At equal $U-U_{mf}$.

^b At equal d_p .

2.5.4.9 Daerah batas fluidisasi (fluidization regimes)

Pada kecepatan gas rendah, suatu padatan dalam tabung hamparan fluidisasi akan berada dalam keadaan konstan atau tetap. Seiring dengan bertambahnya kecepatan gas, gaya seret mengimbangi berat hamparannya sehingga hamparan secara menyeluruh ditopang oleh aliran gas tersebut. Pada fluidisasi minimum, hamparan memperlihatkan pergerakan yang minimal dan hamparan tersebut akan sedikit mengembang. Begitu seterusnya hamparan akan mengembang saat kecepatan aliran gas dinaikkan pula dan mengalami daerah batas fluidisasi dari *fixed bed* sampai *pneumatic conveying*. Untuk daerah batas fluidisasi turbulenta dan di atasnya beroperasi di atas kecepatan terminal dari beberapa atau bahkan semua partikel, maka pengembalian kembali partikel (*solids return*) adalah perlu untuk mempertahankan hamparan. Cara setiap daerah batas fluidisasi tampil berbeda-beda menurut kecepatan aliran gas (gambar 3.5).



Gambar 2.24 Daerah batas fluidisasi (sumber: Grace, 1986)

BAB 3

PERTIMBANGAN DESAIN MODIFIKASI FLUIDIZED BED COMBUSTOR

Alat yang menjadi objek dari penulisan skripsi ini adalah *Fluidized Bed Combustor*, yang di jadikan sebagai proyek dari Universitas Indonesia untuk pengolahan sampah organik yang ada di lingkungan Universitas Indonesia. Saat ini alat tersebut terdapat di Hutan Kota UI dekat Wisma Makara Universitas Indonesia. Alat *Fuidized Bed Combustor* ini dapat kita lihat seperti pada gambar di bawah.



Gambar 3.1 Alat *Fluidized Bed Combustor*

Pada laboratorium *Fluidized Bed Combustor* UI terdapat berbagai macam kendala dalam menjalankan operasi pembakarannya. Permasalahan yang dihadapi di dalam operasi tersebut antara lain masalah pemanasan awal pada saat operasi yang belum optimal, sekat jalur masukan bahan bakar, dan sistem *conveyor* pada *feeder*

yang tidak berjalan dengan baik. Beberapa desain modifikasi dibuat untuk mengatasi berbagai kendala-kendala tersebut.

3.1 SISTEM FEEDER

Feeder merupakan saluran untuk memasukkan umpan masuk bahan bakar yang dalam hal ini adalah limbah organik padat ke dalam ruang bakar. Bahan bakar yang masuk dari *feeder* harus tetap dijaga laju pemasukan ke dalam ruang bakar agar temperatur ruang bakar pada saat operasi tetap konstan sesuai dengan temperatur yang diharapkan. Sistem *feeder* yang digunakan pada Fluidized Bed Combustor UI adalah sistem *feeder* dengan menggunakan *screw conveyor*. Sistem *screw conveyor* ini menggunakan sistem ulir, untuk mendorong bahan bakar yang akan masuk ke dalam ruang bakar.

3.1.1 Screw Conveyor FBC UI

Pada laboratorium Fluidized Bed Combustor UI menggunakan sistem feeder jenis *screw conveyor feeder*. *Screw feeder* ini digerakkan dengan motor 0,75 Kw dengan putaran 1450 rpm. Sistem *screw feeder* ini menggunakan *reduction gear* dengan perbandingan 1 : 30, sehingga output nya menjadi sekitar 48 rpm saja. Selain itu sistem *feeder* ini juga menggunakan *inverter* yang berfungsi untuk mengatur putaran *screw*, dengan menggunakan *inverter* ini, output yang dikeluarkan dapat kita atur sesuai dengan keinginan kita.

Screw Feeder ini terdiri dari komponen – komponen berikut ini :

- Shaft screw
- Reduction gear
- Rantai
- Sliding gate
- Screw housing
- Hopper
- Motor listrik 3 fase 0.75 Kw



Gambar 3. 2 Sistem feeder FBC UI

3.1.2 Modifikasi Sistem *Feeder*.

Feeder merupakan tempat untuk menyalurkan bahan bakar berupa limbah organik padat ke dalam reaktor. Bahan bakar inilah yang akan menjaga temperatur dalam reaktor agar tetap konstan pada temperatur *self-combustion*. Oleh karena itu laju aliran pada *feeder* ini harus di jaga agar tetap stabil. Pada desain *feeder* yang ada pada saat ini adalah berbentuk *screw conveyor* dengan tipe auger. Dengan tipe *feeder* seperti ini maka dimungkinkan laju aliran bahan bakar akan tetap stabil dengan jumlah muatan masukan bahan bakar yang konstan. Dengan *feeder* jenis ini maka tidak ada lagi kendala macetnya jalur masukan *feeder* akibat tersangkutnya bahan bakar. Karena pada jenis *screw conveyor* jarak antara selubung dan *screw* cukup presisi sehingga tidak adanya bagian yang akan menyangkut. Dan juga dengan jenis *feeder* seperti ini permasalahan terbakarnya bahan bakar di ruang *feeder* tidak terjadi karena tidak terjadinya kontak langsung antara hamparan pasir panas dengan bahan bakar di ruang *feeder*.



Gambar 3. 3 *Screw conveyor* jenis auger

Namun akibat dari tingginya temperatur pengoperasian dari *Fluidized Bed Combustor* ini, maka ada beberapa permasalahan yang timbul berhubungan dengan penggunaan *feeder* jenis *screw conveyor* ini. Permasalahan yang ada antara lain :

- Ketika proses pengoperasian berjalan maka timbul aliran panas yang mengalir secara konduksi dan konveksi melalui jalur *feeder*. Hal tersebut mengakibatkan terjadinya perpindahan panas ke bagian *screw* sehingga *screw* menjadi memuai akibat proses pemanasan dan hal ini mengakibatkan macetnya jalur masukan bahan bakar.
- Ketika *screw* tidak berfungsi maka satu-satunya cara untuk memasukkan bahan bakar hanya melalui pintu reaktor dan hal ini cukup berbahaya karena saat pengoperasian reaktor bisa mengeluarkan pasir panas beserta gas pembakaran.

Untuk mengatasi kendala tersebut dibuat sistem *feeder* yang baru dengan menempatkan sistem pendinginan pada laju aliran bahan bakar (*cooling feeder*) pada sistem *feeder*. Sistem pendinginan ini akan menyelubungi bagian dinding daripada *feeder* sehingga diharapkan adanya perpindahan panas dari dinding *feeder* ke dalam

sistem pendinginan. Adapun media pendinginannya berupa air yang akan bersirkulasi di sekitar dinding.

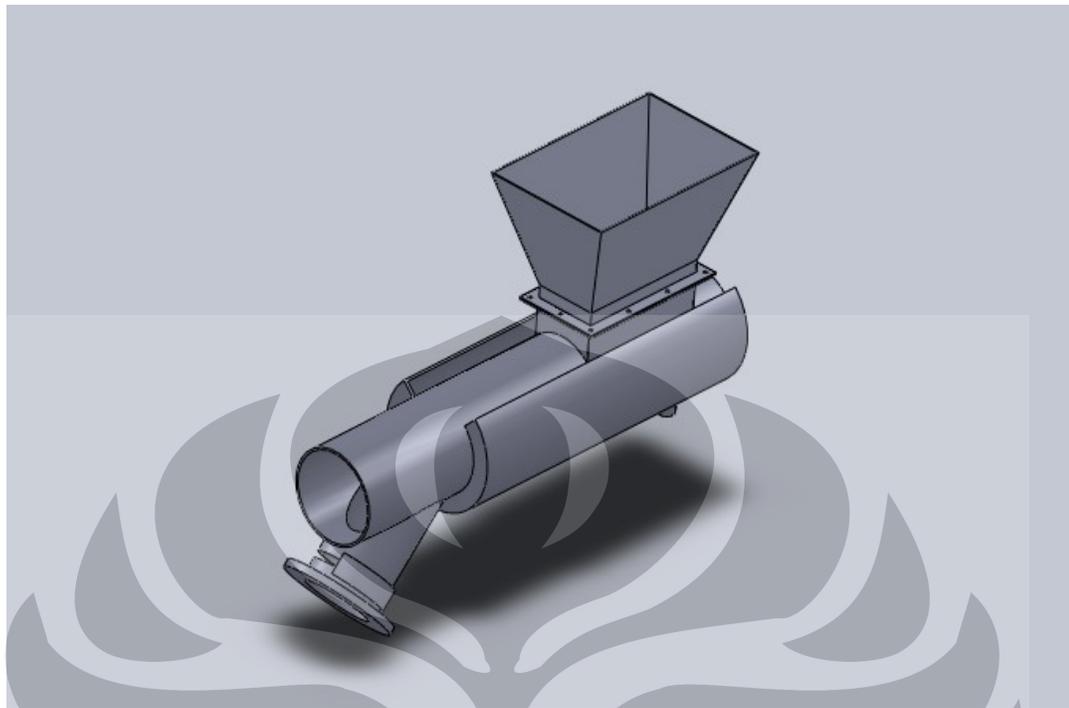


Gambar 3. 4 Kendala utama sistem feeder

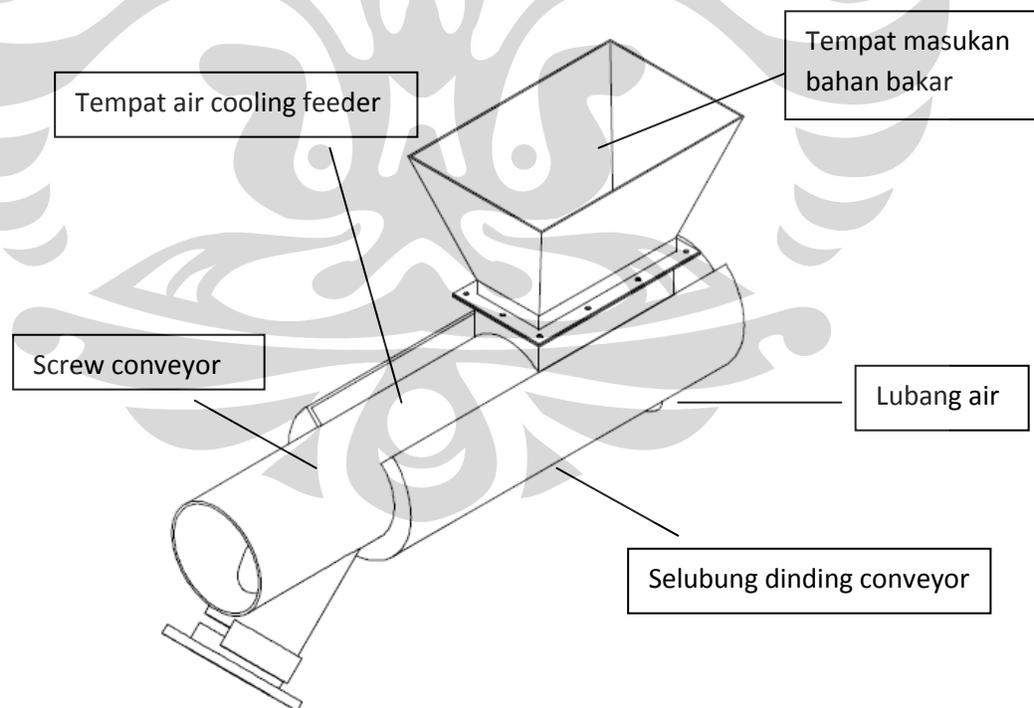
Pada modifikasi sistem *feeder* ini terdapat beberapa bagian yang akan diubah maupun penambahan bagian. Penambahan pada sistem *feeder* ini antara lain berupa :

- Selubung dinding *feeder / jacketed conveyor*
- Lubang masukkan air

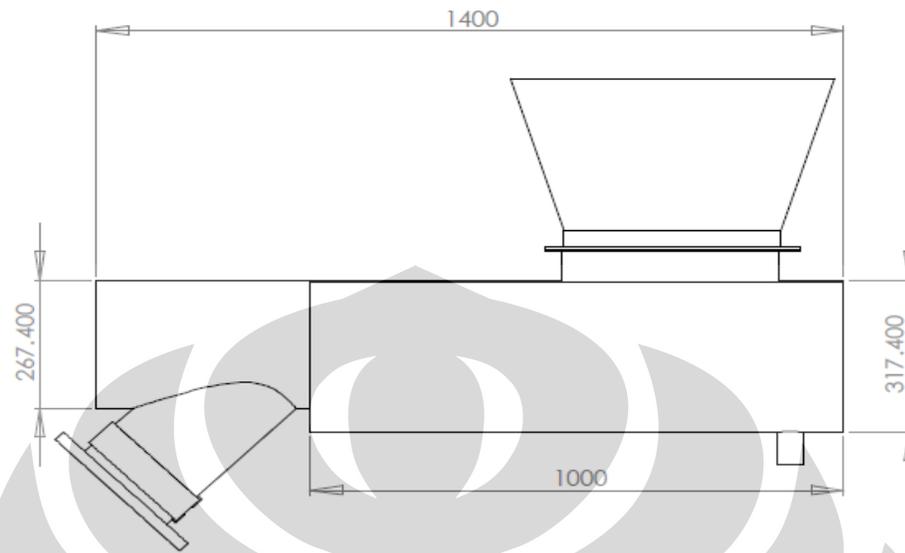
Proses kerja yang akan terjadi pada sistem pendinginan *feeder* ini yaitu air yang berasal dari sumber akan naik memasuki lubang yang ada pada bagian bawah *cooling feeder*. Kemudian air itu akan memenuhi bagian *cooling feeder* sehingga selubung pendinginan akan terisi penuh dengan air. Setelah air memenuhi seluruh bagian selubung pendinginan maka air akan disirkulasikan dengan air yang baru sehingga air yang telah panas tergantikan dengan air yang masih dingin.



Gambar 3. 5 *Cooling feeder*



Gambar 3. 6 Bagian-bagian *cooling feeder*



Gambar 3. 7 Dimensi *cooling feeder*

Dimensi

- Panjang keseluruhan feeder : 1400 mm
- Panjang selubung : 1000 mm
- Diameter conveyor : 267.4 mm
- Diameter selubung : 317.4 mm

3.2 SISTEM PENDISTRIBUSIAN BAHAN BAKAR

Pada sistem *feeder* yang terdapat pada FBC UI terdapat sekat yang berfungsi untuk menghambat bahan bakar sebelum masuk ke dalam ruang bakar. Sekat ini juga berguna sebagai tempat sementara untuk masuk ke dalam ruang bakar. Pada sistem sekat yang lama hanya digunakan satu sekat dengan sistem *sliding*.

Pada desain yang ada saat ini, sekat terbuat dari sebuah plat besi yang di beri ruang agar bisa digerakkan membuka dan menutup. Namun pada kenyataannya saat alat mulai beroperasi maka terjadi berbagai macam masalah, yaitu :

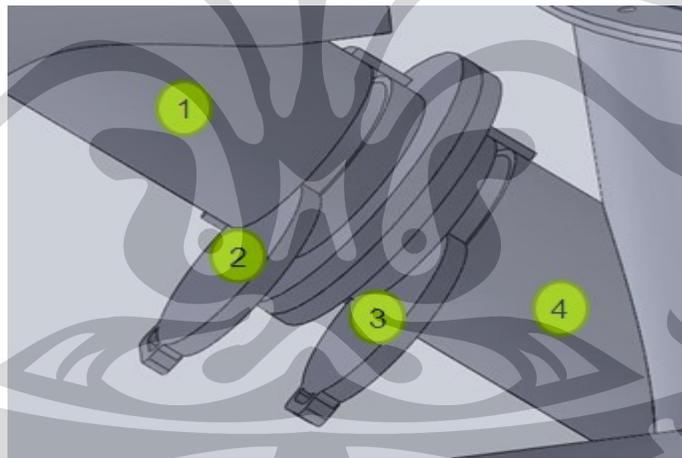
- Akibat adanya aliran panas secara konduksi dan konveksi yang berasal dari reaktor, sekat yang terbuat dari plat besi ini mengalami pemuaihan sehingga sulit untuk di buka dan di tutup sesuai dengan harapan yang diinginkan.
- Karena sulitnya proses buka tutup pada sekat di jalur masukan *feeder* ini maka pada saat pengoperasian, sekat ini di buka dan tidak di tutup sehingga yang seharusnya sekat ini berfungsi untuk menghalangi keluarnya gas buangan hasil pembakaran tidak dapat difungsikan.

Untuk mengatasi permasalahan tersebut maka dibuatlah sebuah desain yang baru untuk menyelesaikan permasalahan-permasalahan yang ada. Pada desain sekat yang baru terdapat dua buah sekat yang bekerja secara rotasi. diantara dua lubang *conveyor* dan ruang bakar. Dengan demikian akan ada ruang antara dua sekat tersebut. Ruang antara tersebut bisa digunakan untuk menyimpan sementara bahan bakar sebelum ke ruang bakar. Jumlah bahan bakar yang ingin dimasukkan dapat dihitung di ruang sekat ini. Desain yang ada bisa di lihat pada gambar di bawah ini.



Gambar 3. 8 Desain sekat *feeder*

Proses kerja dari sekat pada jalur masukan *feeder* ini adalah pertama pada saat di mulai pengoperasian dan bahan bakar akan di masukkan ke dalam reaktor maka pintu bukaan satu akan terbuka sedangkan pintu bukaan dua akan tertutup agar bahan bakar tidak jatuh secara langsung ke dalam reaktor. Setelah terkumpul sejumlah bahan bakar limbah organik maka pintu bukaan satu akan menutup dan pintu bukaan dua masih tetap tertutup. Hal ini memungkinkan bahan bakar organik tersebut mengalami pemanasan awal sehingga mengurangi kadar air yang terkandung dalam sampah. Kemudian pintu bukaan dua terbuka dan pintu bukaan satu tertutup sehingga dengan begini bahan bakar akan turun masuk ke dalam reaktor dan tidak adanya gas buangan yang masuk ke dalam jalur *feeder* Karena adanya pintu satu yang menutup. Setelah itu pintu bukaan dua tertutup dan pintu bukaan satu terbuka dan kembali kepada proses pertama dan seterusnya. Prosesnya dapat di lihat pada gambar di bawah ini.



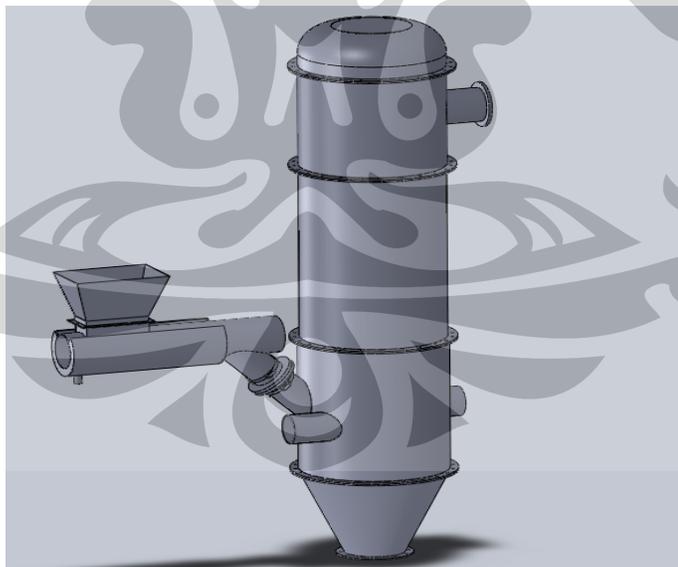
Gambar 3. 9 Mekanisme sekat pada jalur *feeder*.

Diharapkan dengan adanya sebuah sistem sekat yang baru ini bisa menyelesaikan persoalan yang ada sebelumnya sehingga alat ini dapat beroperasi dengan baik. Material yang digunakan sebagai sekat harus memenuhi kriteria yang meliputi nilai *thermal conductivity* nya rendah, titik muai dari material tersebut tinggi, tahan pada tempertur tinggi, relatif tidak mahal.

Kami juga memberikan sekat yang sama pada jalur aliran *burner*. Fungsi dari penempatan sekat ini pada jalur *burner* adalah untuk menjaga agar tidak ada pasir atau gas dan debu hasil pembakaran yang masuk ke jalur aliran *burner*. Karena hal itu akan merusak bagian UV sensor yang berfungsi sebagai sensor dalam proses penyalan *burner* pada pemanasan awal. Perbedaan yang terjadi antara sekat yang ada pada jalur aliran *feeder* dengan jalur aliran *burner* terletak pada jumlah sekatnya. Jika pada jalur aliran *feeder* sekat berjumlah dua, maka pada jalur aliran *burner* pemasangan sekat hanya berjumlah satu. Karena penutupan jalur aliran *burner* dilakukan setelah proses pemanasan awal selesai.

3.3 MODIFIKASI DESAIN KESELURUHAN

Dari seluruh desain yang kami lakukan maka kami mencoba untuk menggabungkannya menjadi desain utuh pada *Fluidized Bed Combustor* yang baru. Desain ini nampak seperti gambar yang ada di bawah ini.



Gambar 3. 10 Desain modifikasi keseluruhan *fluidized bed combustor*.

BAB 4

PERSIAPAN DAN PROSEDUR KALKULASI

Dalam bab ini akan dibahas mengenai perhitungan-perhitungan yang menjadi dasar dalam pertimbangan desain *Fluidized Bed Combustor* Universitas Indonesia. Perhitungan tersebut mencakup perhitungan *heat balance* dan perhitungan *cooling feeder*.

4.1 PERHITUNGAN *COOLING FEEDER*

Dimensi

Diameter dalam (T_i) : 267.4 mm

Diameter luar (T_o) : 317.4 mm

Temperatur dinding ($T_{s,i}$) : 353 °K

Temperatur selubung ($T_{s,o}$) : 300 °K

Konduktivitas termal air (k) : 0.58

Dari tabel nusselt number untuk aliran laminar penuh yang mengalir pada anulus

Nu_i : 5.212

Nu_o : 4.688

Nu_{ii} : 5.58

Nu_{oo} : 5.24

θ_i^* : 0.401

θ_o^* : 0.299

$$D_h = \frac{4(\pi/4)(D_o^2 - D_i^2)}{\pi D_o + \pi D_i} = D_o - D_i$$

$$\begin{aligned} D_h &= D_o - D_i \\ &= 317.4 - 267.4 \\ &= 50 \text{ mm} \\ &= 0.05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Nu_i = \frac{h_i D_h}{k}$$

$$\begin{aligned} h_i &= (Nu_i \times k) / D_h \\ &= (5.212 \times 0.58) / 0.05 \\ &= 60.46 \end{aligned}$$

$$Nu_o = \frac{h_o D_h}{k}$$

$$\begin{aligned} h_o &= (Nu_o \times k) / D_h \\ &= (4.688 \times 0.58) / 0.05 \\ &= 54.38 \end{aligned}$$

$$Nu_i = \frac{Nu_{ii}}{1 - (q_o'' / q_i'') \theta_i^*}$$

$$\begin{aligned} q_o'' / q_i'' &= (Nu_i - Nu_{ii}) / (Nu_i - \theta_i^*) \\ &= (5.212 - 5.58) / (5.212 - 0.401) \\ &= 0.18 \end{aligned}$$

$$q_i'' = h_i(T_{s,i} - T_m)$$

$$q_o'' = h_o(T_{s,o} - T_m)$$

$$\begin{aligned} T_m &= ((q_o''/q_i'' \times h_i \times T_{s,i}) - (h_o \times T_{s,o})) / ((h_i \times q_o''/q_i'') - h_o) \\ &= ((0.18 \times 60.46 \times 353) - (54.38 \times 300)) / ((60.46 \times 0.18) - 54.38) \\ &= 308.68 \text{ }^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$q_i'' = h_i(T_{s,i} - T_m)$$

$$\begin{aligned} q_i'' &= h_i(T_{s,i} - T_m) \\ &= 60.46(370 - 308.68) \\ &= 2679.76 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

$$q_i = 2679.76 \text{ J/s.m}^2$$

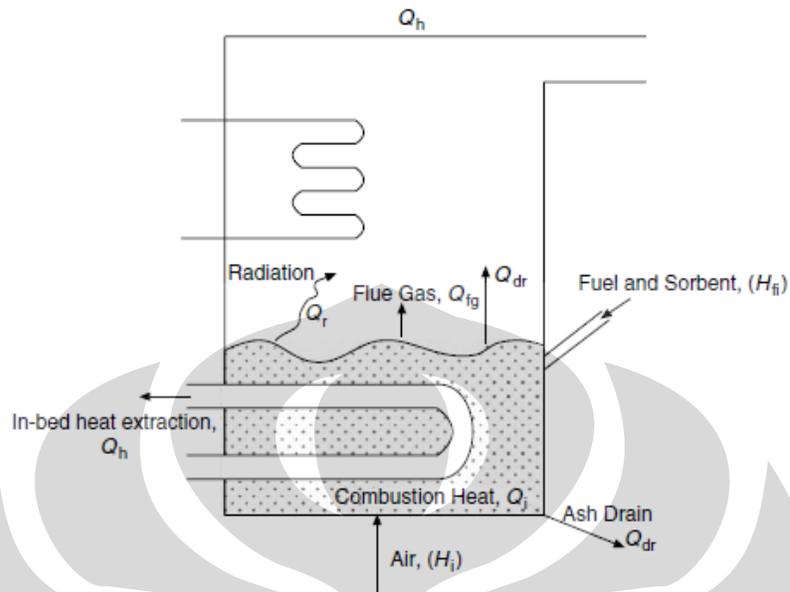
$$q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = q / C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned} m &= 2679.76 / 4178 \times (353 - 308.68) \\ &= 0.014 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

4.2 PERHITUNGAN *HEAT BALANCE*

Perhitungan *heat balance* merupakan perhitungan kesetimbangan panas yang terjadi di dalam sistem *Fluidized Bed Combustor* yaitu jumlah panas yang masuk sama dengan jumlah panas yang keluar. Dengan kata lain *heat balance* merupakan total panas dari seluruh sistem yang bekerja di dalam reaktor. Perhitungan parameter-parameter energi yang terdapat dalam sistem *Fluidized Bed Combustor* mirip dengan perhitungan *heat balance* pada *Fluidized Bed Boiler*. Sebagai ilustrasi panas yang bekerja pada sistem seperti terlihat pada gambar.



Gambar 4. 1 *Heat Balance* yang terjadi di *Fluidized Bed Combustor*

Total heat entering bed = Total heat leaving bed

Total heat entering bed = $Q_i + H_i + H_{fi}$

Total heat leaving bed = $Q_{fg} + Q_{dr} + Q_r + Q_h$

- Q_i

$$Q_i = m_c X_b LHV$$

- H_i

$$H_i = m_a C_{air} (T_i - T_a)$$

- H_{fi}

$$H_{fi} = (m_c + m_s) C_p T_a + (m_c M_f + m_s M_s) H_0$$

- Q_{fg}

$$Q_{fg} = m_c M_{flue} C_f T_b + m_c M_f H_{Tb} + (1 - x_d)(X_{ash} m_c + m_s) C_p T_b$$
- Q_{dr}

$$Q_{dr} = (m_c X_{ash} x_d + m_s x_d) C_p T_b$$
- Q_r

$$Q_r = \sigma e_b A_b \left[(T_b + 273)^4 - (T_{fb} + 273)^4 \right]$$

4.2.1 Heat Balance pada saat pemanasan awal

Heat balance pada saat pemanasan awal merupakan energi yang dihasilkan oleh *burner fluidized bed combustor*. Pada burner FBC UI nilai kalor yang diberikan burner sebesar 75000 kcal/jam atau sebesar 5233.5 kJ/min.

4.2.2 Heat Balance pada Cangkang Kelapa

$$Q_i = m_c X_b LHV$$

$$m_c = 1 - 4 \text{ kg/s}$$

$$X_b = 0.5 - 1$$

$$LHV = 29400 \text{ kJ/kg}$$

Tabel 4.1 Nilai Q_i pada laju aliran udara = $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$

menit	Qi			Kondisi
	Qi (0,5)	Qi (0,75)	Qi (1)	
21	5233,5	5233,5	5233,5	Burner menyala
22	5233,5	5233,5	5233,5	
23	5233,5	5233,5	5233,5	
24	5233,5	5233,5	5233,5	
25	5233,5	5233,5	5233,5	
26	5233,5	5233,5	5233,5	
27	5233,5	5233,5	5233,5	
28	5233,5	5233,5	5233,5	
29	5233,5	5233,5	5233,5	
30	5233,5	5233,5	5233,5	
31	0	0	0	Burner dimatikan
32	0	0	0	
33	0	0	0	
34	0	0	0	
35	0	0	0	
36	0	0	0	Steady
37	14700	22050	29400	Pengambilan data
38	14700	22050	29400	
39	14700	22050	29400	
40	14700	22050	29400	
41	14700	22050	29400	
42	14700	22050	29400	
43	29400	44100	58800	
44	29400	44100	58800	
45	29400	44100	58800	
46	29400	44100	58800	
47	29400	44100	58800	
48	29400	44100	58800	
49	44100	66150	88200	
50	44100	66150	88200	
51	44100	66150	88200	
52	44100	66150	88200	
53	44100	66150	88200	
54	44100	66150	88200	
55	44100	66150	88200	
56	44100	66150	88200	
57	44100	66150	88200	
58	44100	66150	88200	
59	44100	66150	88200	
60	44100	66150	88200	
61	58800	88200	117600	
62	58800	88200	117600	
63	58800	88200	117600	
64	58800	88200	117600	
65	58800	88200	117600	
66	58800	88200	117600	
67	58800	88200	117600	
68	58800	88200	117600	
69	58800	88200	117600	
70	58800	88200	117600	
71	58800	88200	117600	
72	58800	88200	117600	
73	58800	88200	117600	
74	58800	88200	117600	
75	58800	88200	117600	
76	58800	88200	117600	
77	58800	88200	117600	
78	58800	88200	117600	
79	58800	88200	117600	
80	58800	88200	117600	
81	58800	88200	117600	
82	58800	88200	117600	
83	58800	88200	117600	
84	58800	88200	117600	
85	58800	88200	117600	
86	58800	88200	117600	
87	58800	88200	117600	
88	58800	88200	117600	
89	58800	88200	117600	
90	58800	88200	117600	
91	58800	88200	117600	

Tabel 4.2 Nilai Q_i laju aliran udara = 5,291 m³/min

Menit	Q _i			Kondisi
	Q _i (0,5)	Q _i (0,75)	Q _i (1)	
21	5233,5	5233,5	5233,5	Burner menyala
22	5233,5	5233,5	5233,5	
23	5233,5	5233,5	5233,5	
24	5233,5	5233,5	5233,5	
25	5233,5	5233,5	5233,5	
26	5233,5	5233,5	5233,5	
27	0	0	0	Burner dimatikan
28	0	0	0	
29	0	0	0	Steady
30	0	0	0	
31	0	0	0	
32	0	0	0	
33	0	0	0	Pengambilan data
34	0	0	0	
35	14700	22050	29400	
36	14700	22050	29400	
37	14700	22050	29400	
38	14700	22050	29400	
39	14700	22050	29400	
40	14700	22050	29400	
41	14700	22050	29400	
42	14700	22050	29400	
43	29400	44100	58800	
44	29400	44100	58800	
45	29400	44100	58800	
46	29400	44100	58800	
47	29400	44100	58800	
48	29400	44100	58800	
49	29400	44100	58800	
50	29400	44100	58800	
51	29400	44100	58800	
52	44100	66150	88200	
53	44100	66150	88200	
54	44100	66150	88200	
55	44100	66150	88200	
56	44100	66150	88200	
57	44100	66150	88200	
58	44100	66150	88200	
59	44100	66150	88200	
60	44100	66150	88200	
61	58800	88200	117600	
62	58800	88200	117600	
63	58800	88200	117600	
64	58800	88200	117600	
65	58800	88200	117600	
66	58800	88200	117600	
67	58800	88200	117600	
68	58800	88200	117600	
69	58800	88200	117600	
70	58800	88200	117600	
71	58800	88200	117600	
72	58800	88200	117600	
73	58800	88200	117600	
74	58800	88200	117600	
75	58800	88200	117600	
76	58800	88200	117600	
77	58800	88200	117600	
78	58800	88200	117600	
79	58800	88200	117600	
80	58800	88200	117600	
81	58800	88200	117600	
82	58800	88200	117600	
83	58800	88200	117600	
84	58800	88200	117600	
85	58800	88200	117600	
86	58800	88200	117600	
87	58800	88200	117600	
88	58800	88200	117600	
89	58800	88200	117600	
90	58800	88200	117600	
91	58800	88200	117600	
92	58800	88200	117600	
93	58800	88200	117600	
94	58800	88200	117600	
95	58800	88200	117600	
96	58800	88200	117600	

$$H_i = m_a C_{air} (T_i - T_a)$$

Untuk kecepatan blower 4.981 m³/min

$$m_a = 4.981 \text{ m}^3/\text{min} = 5.79 \text{ kg}/\text{min}$$

$$C_{air} = 1.005 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$T_i = 29 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} H_i &= 5.79 \times 1.005 \times (29 - 26) \\ &= 17.46 \text{ kJ}/\text{min} \end{aligned}$$

Untuk kecepatan blower 5.291 m³/min

$$m_a = 5.291 \text{ m}^3/\text{min} = 6.26 \text{ kg}/\text{min}$$

$$C_{air} = 1.005 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$T_i = 29 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} H_i &= 6.26 \times 1.005 \times (29 - 26) \\ &= 18.89 \text{ kJ}/\text{min} \end{aligned}$$

$$H_{fi} = (m_c + m_s) C_p T_a + (m_c M_f + m_s M_s) H_0$$

$$m_c = 1 - 4 \text{ kg}/\text{min}$$

$$m_s = 0 \text{ (asumsi nol karena tidak ada sorbent)}$$

$$C_p = 2.85 \text{ kJ}/\text{kg} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

$$M_f = 0.1 \text{ dan } 0.2$$

$$T_a = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$M_s = 0$ (asumsi nol karena feed rate sorbent tidak ada)

$H_0 = 109.04$

Tabel 4.3 Nilai H_i dan H_{fi} pada laju aliran udara = 4,891 m³/min (kiri) dan pada laju aliran udara = 5,291 m³/min (kanan)

pada $H_i = 17,45969616$			pada $H_i = 18,88760016$		
menit	$H_i + H_{fi}$		Menit	$H_i + H_{fi}$	
	$M_f = 0,1 (4,9)$	$M_f = 0,2 (4,9)$		$M_f = 0,1 (5,3)$	$M_f = 0,2 (5,3)$
21	17,45969616	17,45969616	21	18,88760016	18,88760016
22	17,45969616	17,45969616	22	18,88760016	18,88760016
23	17,45969616	17,45969616	23	18,88760016	18,88760016
24	17,45969616	17,45969616	24	18,88760016	18,88760016
25	17,45969616	17,45969616	25	18,88760016	18,88760016
26	17,45969616	17,45969616	26	18,88760016	18,88760016
27	17,45969616	17,45969616	27	18,88760016	18,88760016
28	17,45969616	17,45969616	28	18,88760016	18,88760016
29	17,45969616	17,45969616	29	18,88760016	18,88760016
30	17,45969616	17,45969616	30	18,88760016	18,88760016
31	17,45969616	17,45969616	31	18,88760016	18,88760016
32	17,45969616	17,45969616	32	18,88760016	18,88760016
33	17,45969616	17,45969616	33	18,88760016	18,88760016
34	17,45969616	17,45969616	34	18,88760016	18,88760016
35	17,45969616	17,45969616	35	103,8916002	114,7956002
36	17,45969616	17,45969616	36	103,8916002	114,7956002
37	102,4636962	113,3676962	37	103,8916002	114,7956002
38	102,4636962	113,3676962	38	103,8916002	114,7956002
39	102,4636962	113,3676962	39	103,8916002	114,7956002
40	102,4636962	113,3676962	40	103,8916002	114,7956002
41	102,4636962	113,3676962	41	103,8916002	114,7956002
42	102,4636962	113,3676962	42	103,8916002	114,7956002
43	187,4676962	209,2756962	43	188,8956002	210,7036002
44	187,4676962	209,2756962	44	188,8956002	210,7036002
45	187,4676962	209,2756962	45	188,8956002	210,7036002
46	187,4676962	209,2756962	46	188,8956002	210,7036002
47	187,4676962	209,2756962	47	188,8956002	210,7036002
48	187,4676962	209,2756962	48	188,8956002	210,7036002
49	272,4716962	305,1836962	49	273,8996002	306,6116002
50	272,4716962	305,1836962	50	273,8996002	306,6116002
51	272,4716962	305,1836962	51	273,8996002	306,6116002
52	272,4716962	305,1836962	52	273,8996002	306,6116002
53	272,4716962	305,1836962	53	273,8996002	306,6116002
54	272,4716962	305,1836962	54	273,8996002	306,6116002
55	272,4716962	305,1836962	55	273,8996002	306,6116002
56	272,4716962	305,1836962	56	273,8996002	306,6116002
57	272,4716962	305,1836962	57	273,8996002	306,6116002
58	272,4716962	305,1836962	58	273,8996002	306,6116002
59	272,4716962	305,1836962	59	273,8996002	306,6116002
60	272,4716962	305,1836962	60	273,8996002	306,6116002
61	357,4756962	401,0916962	61	358,9036002	402,5196002
62	357,4756962	401,0916962	62	358,9036002	402,5196002
63	357,4756962	401,0916962	63	358,9036002	402,5196002
64	357,4756962	401,0916962	64	358,9036002	402,5196002
65	357,4756962	401,0916962	65	358,9036002	402,5196002
66	357,4756962	401,0916962	66	358,9036002	402,5196002
67	357,4756962	401,0916962	67	358,9036002	402,5196002
68	357,4756962	401,0916962	68	358,9036002	402,5196002
69	357,4756962	401,0916962	69	358,9036002	402,5196002
70	357,4756962	401,0916962	70	358,9036002	402,5196002
71	357,4756962	401,0916962	71	358,9036002	402,5196002
72	357,4756962	401,0916962	72	358,9036002	402,5196002
73	357,4756962	401,0916962	73	358,9036002	402,5196002
74	357,4756962	401,0916962	74	358,9036002	402,5196002
75	357,4756962	401,0916962	75	358,9036002	402,5196002
76	357,4756962	401,0916962	76	358,9036002	402,5196002
77	357,4756962	401,0916962	77	358,9036002	402,5196002
78	357,4756962	401,0916962	78	358,9036002	402,5196002
79	357,4756962	401,0916962	79	358,9036002	402,5196002
80	357,4756962	401,0916962	80	358,9036002	402,5196002
81	357,4756962	401,0916962	81	358,9036002	402,5196002
82	357,4756962	401,0916962	82	358,9036002	402,5196002
83	357,4756962	401,0916962	83	358,9036002	402,5196002
84	357,4756962	401,0916962	84	358,9036002	402,5196002
85	357,4756962	401,0916962	85	358,9036002	402,5196002
86	357,4756962	401,0916962	86	358,9036002	402,5196002
87	357,4756962	401,0916962	87	358,9036002	402,5196002
88	357,4756962	401,0916962	88	358,9036002	402,5196002
89	357,4756962	401,0916962	89	358,9036002	402,5196002
90	357,4756962	401,0916962	90	358,9036002	402,5196002
91	357,4756962	401,0916962	91	358,9036002	402,5196002
			92	358,9036002	402,5196002
			93	358,9036002	402,5196002
			94	358,9036002	402,5196002
			95	358,9036002	402,5196002
			96	358,9036002	402,5196002

$$Q_{in} \text{ total} = Q_i + H_i + h_{fi}$$

Tabel 4.4 Nilai Q_{in} total pada laju aliran udara = 4,891 m³/min

menit	Mf = 0,1 (4,9)			Mf = 0,2 (4,9)		
	Qi (0,5)	Qi (0,75)	Qi (1)	Qi (0,5)	Qi (0,75)	Qi (1)
21	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
22	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
23	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
24	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
25	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
26	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
27	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
28	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
29	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
30	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96	5250,96
31	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
32	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
33	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
34	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
35	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
36	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597	17,4597
37	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
38	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
39	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
40	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
41	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
42	14802,46	22152,46	29502,46	14813,37	22163,37	29513,37
43	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
44	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
45	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
46	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
47	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
48	29587,47	44287,47	58987,47	29609,28	44309,28	59009,28
49	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
50	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
51	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
52	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
53	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
54	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
55	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
56	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
57	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
58	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
59	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
60	44372,47	66422,47	88472,47	44405,18	66455,18	88505,18
61	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
62	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
63	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
64	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
65	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
66	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
67	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
68	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
69	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
70	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
71	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
72	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
73	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
74	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
75	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
76	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
77	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
78	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
79	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
80	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
81	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
82	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
83	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
84	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
85	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
86	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
87	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
88	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
89	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
90	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1
91	59157,48	88557,48	117957,5	59201,09	88601,09	118001,1

Tabel 4.5 Nilai Q_{in} Total pada laju aliran udara = 5,291 m³/min

Menit	Mf = 0,1 (5,3)			Mf = 0,2 (5,3)		
	Qi (0,5)	Qi (0,75)	Qi (1)	Qi (0,5)	Qi (0,75)	Qi (1)
21	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
22	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
23	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
24	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
25	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
26	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388	5252,388
27	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
28	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
29	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
30	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
31	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
32	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
33	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
34	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876	18,8876
35	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
36	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
37	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
38	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
39	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
40	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
41	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
42	14803,89	22153,89	29503,89	14814,8	22164,8	29514,8
43	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
44	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
45	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
46	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
47	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
48	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
49	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
50	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
51	29588,9	44288,9	58988,9	29610,7	44310,7	59010,7
52	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
53	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
54	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
55	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
56	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
57	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
58	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
59	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
60	44288,9	66338,9	88388,9	44310,7	66360,7	88410,7
61	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
62	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
63	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
64	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
65	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
66	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
67	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
68	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
69	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
70	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
71	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
72	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
73	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
74	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
75	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
76	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
77	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
78	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
79	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
80	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
81	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
82	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
83	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
84	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
85	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
86	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
87	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
88	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
89	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
90	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
91	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
92	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
93	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
94	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
95	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5
96	59158,9	88558,9	117958,9	59202,52	88602,52	118002,5

$$Q_r = \sigma e_b A_b \left[(T_b + 273)^4 - (T_{fb} + 273)^4 \right]$$

$\sigma = 0.3$ $e_b = 5.67 \times 10^{-8}$ $A_b = 0.99 \text{ m}^2$ $T_b = \text{dari tabel eksperimen}$

Tabel 4.6 Nilai Q_r pada laju aliran udara = 4,891 m³/min (kiri) dan laju aliran udara = 5,291 m³/min (kanan)

Menit	Qr (4,9)	Menit	Qr (5,3)
21	1084,692	21	2218,06
22	738,846	22	2274,245
23	1901,713	23	2383,349
24	2515,213	24	2248,836
25	3878,865	25	7176,782
26	2522,046	26	4709,627
27	3583,294	27	4958,923
28	5000,472	28	4883,203
29	4829,747	29	4790,334
30	6500,272	30	3493,323
31	6382,61	31	3396,774
32	3672,631	32	3483,027
33	4567,947	33	3538,475
34	3655,587	34	3528,02
35	3749,304	35	3123,436
36	3832,561	36	2362,938
37	3799,378	37	1905,257
38	4445,187	38	1683,805
39	4548,596	39	1413,646
40	5151,407	40	1224,521
41	5821,413	41	1126,611
42	5932,798	42	1733,073
43	6012,953	43	2103,481
44	5735,901	44	3476,058
45	5699,011	45	3646,821
46	5859,064	46	3230,843
47	6828,751	47	2683,1
48	7577,427	48	2230,798
49	8632,186	49	2647,901
50	8464,106	50	1961,505
51	8332,144	51	1927,625
52	9714,67	52	2198,49
53	7080,089	53	2484,496
54	8272,513	54	2414,355
55	3016,38	55	2459,391
56	2975,612	56	2148,918
57	4223,166	57	2500,594
58	4567,947	58	3394,733
59	5109,555	59	3540,529
60	5565,437	60	3033,202
61	5281,644	61	1717,998
62	5067,528	62	1369,683
63	4619,117	63	2379,769
64	5229,276	64	3690,385
65	5970,478	65	4608,752
66	7241,418	66	79,3181
67	8285,923	67	8120,078
68	6645,399	68	7561,98
69	3846,146	69	8525,8
70	5862,322	70	8029,529
71	11750,81	71	6920,549
72	12148,7	72	6513,245
73	7906,171	73	7258,844
74	2290,749	74	8408,094
75	1718,768	75	6525,738
76	6928,038	76	7825,569
77	5638,599	77	5796,025
78	8391,504	78	4146,721
79	6724,275	79	4313,909
80	6904,817	80	3697,248
81	6228,335	81	3656,479
82	6112,017	82	3502,937
83	5892,596	83	3294,616
84	5619,585	84	3054,208
85	5284,348	85	2945,274
86	5090,786	86	2921,301
87	5006,63	87	2656,866
88	4618,064	88	2379,726
89	4235,576	89	2084,83
90	3886,07	90	2004,978
91	3732,895	91	1782,012
		92	1638,641
		93	1624,677
		94	1283,592
		95	1192,204
		96	1043,287

$$Q_{dr} = (m_c X_{ash} x_d + m_s x_d) C_p T_b$$

$$m_c = 1 - 4 \text{ kg/min} \quad X_{ash} = 0.08 \quad x_d = 0.1 \quad m_s = 0 \quad C_p = 2.85 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

T_b = dari tabel temperatur pada eksperimen

Tabel 4.7 Nilai Q_{dr} pada laju aliran udara = 4,891 m³/min (kiri) dan laju aliran udara = 5,291 m³/min (kanan)

menit	Qdr (4,9)	Menit	Qdr (5,3)
21	0	21	0
22	0	22	0
23	0	23	0
24	0	24	0
25	0	25	0
26	0	26	0
27	0	27	0
28	0	28	0
29	0	29	0
30	0	30	0
31	0	31	0
32	0	32	0
33	0	33	0
34	0	34	0
35	0	35	17,2596
36	0	36	17,1456
37	16,7352	37	17,4648
38	16,416	38	17,7612
39	15,8688	39	17,9208
40	15,9372	40	17,6928
41	16,2108	41	17,5332
42	16,074	42	17,328
43	31,8288	43	34,3368
44	31,3728	44	34,656
45	32,0112	45	35,112
46	32,7408	46	35,7048
47	33,3336	47	35,8416
48	32,8776	48	36,2976
49	48,9744	49	36,0696
50	48,222	50	35,3856
51	47,3328	51	35,112
52	47,8116	52	52,5312
53	49,1112	53	52,5996
54	50,958	54	53,2836
55	50,0688	55	54,4464
56	51,642	56	55,2672
57	52,2576	57	55,6092
58	51,5052	58	55,2672
59	50,8212	59	54,72
60	49,6584	60	54,2412
61	64,2048	61	71,6832
62	62,5682	62	70,68
63	61,4688	63	69,6768
64	62,2896	64	69,4944
65	63,6576	65	70,5888
66	66,12	66	71,136
67	69,6768	67	72,2304
68	71,2272	68	72,5952
69	70,7712	69	74,4192
70	70,3152	70	75,7872
71	70,0416	71	75,5136
72	71,5008	72	74,2368
73	74,2368	73	73,6896
74	75,7872	74	72,8688
75	74,6928	75	71,2272
76	67,488	76	70,68
77	67,3968	77	68,4912
78	66,8496	78	66,576
79	66,0288	79	66,2112
80	66,2112	80	64,8432
81	64,8432	81	64,1136
82	64,1136	82	63,2928
83	63,2928	83	62,3808
84	62,3808	84	61,104
85	61,104	85	60,1008
86	60,1008	86	59,4624
87	59,4624	87	57,7296
88	57,7296	88	56,088
89	56,088	89	54,9024
90	54,9024	90	53,8992
91	53,8992	91	52,3488
		92	51,2544
		93	50,0688
		94	47,9712
		95	46,7856
		96	45,4176

$$Q_{fg} = m_c M_{flue} C_f T_b + m_c M_f H_{T_b} + (1 - x_d)(X_{ash} m_c + m_s) C_p T_b$$

$$m_c = 1 - 4 \text{ kg/min}$$

M_{flue} = massa total m_c dan massa udara

$$C_f = 1.131 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

T_b = dari tabel temperatur eksperimen

$$M_f = 0.1 \text{ dan } 0.2$$

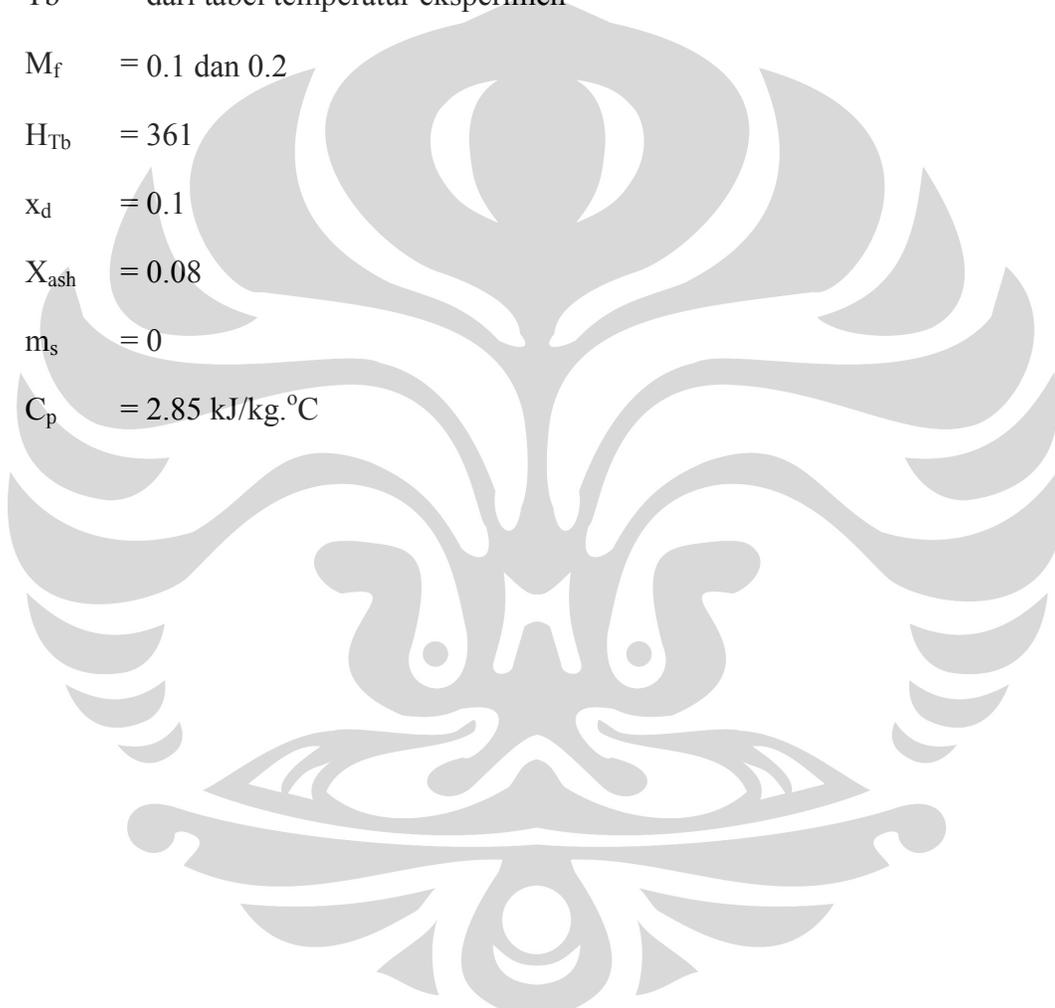
$$H_{T_b} = 361$$

$$x_d = 0.1$$

$$X_{ash} = 0.08$$

$$m_s = 0$$

$$C_p = 2.85 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$



Tabel 4.8 Nilai Q_{fg} pada laju aliran udara = 4,891 m³/min (kiri) laju aliran udara = 5,291 m³/min (kanan)

menit	Mf = 0,1 (4,9)	Mf = 0,2 (4,9)	Menit	Mf = 0,1 (5,3)	Mf = 0,2 (5,3)
21	0	0	21	0	0
22	0	0	22	0	0
23	0	0	23	0	0
24	0	0	24	0	0
25	0	0	25	0	0
26	0	0	26	0	0
27	0	0	27	0	0
28	0	0	28	0	0
29	0	0	29	0	0
30	0	0	30	0	0
31	0	0	31	0	0
32	0	0	32	0	0
33	0	0	33	0	0
34	0	0	34	0	0
35	0	0	35	6407,20882	6064,57712
36	0	0	36	6365,12752	6115,07468
37	5823,46246	5859,56246	37	6482,95516	6300,2324
38	5713,0768	5749,1768	38	6592,36654	6443,30882
39	5523,84424	5559,94424	39	6651,28036	6535,88768
40	5547,49831	5583,59831	40	6567,11776	6468,5576
41	5642,11459	5678,21459	41	6508,20394	6418,06004
42	5594,80645	5630,90645	42	6432,4576	6266,56736
43	12658,10324	12730,30324	43	14450,37356	13949,73796
44	12477,78944	12549,98944	44	14584,0352	13701,5092
45	12730,22876	12802,42876	45	14774,9804	13873,35988
46	13018,73084	13090,93084	46	15023,20916	14274,3448
47	13253,13878	13325,33878	47	15080,49272	14484,38452
48	13072,82498	13145,02498	48	15271,43792	14808,99136
49	21903,39012	22011,69012	49	15175,96532	14598,95164
50	21568,54935	21676,84935	50	14889,54752	14465,29
51	21172,82844	21281,12844	51	14774,9804	14350,72288
52	21385,90893	21494,20893	52	24711,01104	23858,26764
53	21964,27026	22072,57026	53	24743,04582	23762,1633
54	22786,15215	22894,45215	54	25063,39362	24146,58066
55	22390,43124	22498,73124	55	25607,98488	24723,2067
56	23090,55285	23198,85285	56	25992,40224	25267,79796
57	23364,51348	23472,81348	57	26152,57614	25299,83274
58	23029,67271	23137,97271	58	25992,40224	24755,24148
59	22725,27201	22833,57201	59	25736,124	24402,8589
60	22207,79082	22316,09082	60	25511,88054	24370,82412
61	31902,37504	32046,77504	61	37272,71344	36377,89856
62	31090,38136	31234,78136	62	36753,106	36047,23928
63	30549,05224	30693,45224	63	36233,49856	34819,07624
64	30955,04908	31099,44908	64	36139,02448	33779,86136
65	31631,71048	31776,11048	65	36705,86896	33779,86136
66	32849,701	32994,101	66	36989,2912	37180,92824
67	34609,02064	34753,42064	67	37556,13568	32173,802
68	35375,90356	35520,30356	68	37745,08384	32882,3576
69	35150,34976	35294,74976	69	38689,82464	33449,20208
70	34924,79596	35069,19596	70	39398,38024	34771,8392
71	34789,46368	34933,86368	71	39256,66912	35338,68368
72	35511,23584	35655,63584	72	38595,35056	34771,8392
73	36864,55864	37008,95864	73	38311,92832	33874,33544
74	37631,44156	37775,84156	74	37886,79496	32409,9872
75	37090,11244	37234,51244	75	37036,52824	32740,64648
76	33526,3624	33670,7624	76	36753,106	31276,29824
77	33481,25164	33625,65164	77	35619,41704	31465,2464
78	33210,58708	33354,98708	78	34627,4392	31606,95752
79	32804,59024	32948,99024	79	34438,49104	31229,0612
80	32894,81176	33039,21176	80	33729,93544	30898,40192
81	32218,15036	32362,55036	81	33352,03912	30473,26856
82	31857,26428	32001,66428	82	32926,90576	30095,37224
83	31451,26744	31595,66744	83	32454,53536	29717,47592
84	31000,15984	31144,55984	84	31793,2168	29150,63144
85	30368,6092	30513,0092	85	31273,60936	28631,024
86	29872,39084	30016,79084	86	30942,95008	28253,12768
87	29556,61552	29701,01552	87	30045,44632	27450,098
88	28699,51108	28843,91108	88	29195,1796	26741,5424
89	27887,5174	28031,9174	89	28581,09808	26363,64608
90	27301,07752	27445,47752	90	28061,49064	25844,03864
91	26804,85916	26949,25916	91	27258,46096	25182,72008
			92	26691,61648	24710,34968
			93	26077,53496	24001,79408
			94	24991,08304	23246,00144
			95	24377,00152	22679,15696
			96	23668,44592	22112,31248

$$Q_{\text{out total}} = Q_d + Q_r + Q_{fg}$$

Tabel 4.9 Nilai Q_{out} total pada kedua laju aliran.

menit	aliran udara = 4,891 m ³ /min		aliran udara = 5,291 m ³ /min	
	Mf = 0,1 (4,9)	Mf = 0,2 (4,9)	Mf = 0,1 (5,3)	Mf = 0,2 (5,3)
21	1084,692298	1084,692298	2218,059896	2218,059896
22	738,846003	738,846003	2274,245343	2274,245343
23	1901,712699	1901,712699	2383,348549	2383,348549
24	2515,212782	2515,212782	2248,836033	2248,836033
25	3878,864682	3878,864682	7176,781982	7176,781982
26	2522,045668	2522,045668	4709,627421	4709,627421
27	3583,293814	3583,293814	4958,92291	4958,92291
28	5000,471925	5000,471925	4883,203401	4883,203401
29	4829,746941	4829,746941	4790,334231	4790,334231
30	6500,272327	6500,272327	3493,323185	3493,323185
31	6382,609649	6382,609649	3396,773961	3396,773961
32	3672,631228	3672,631228	3483,027452	3483,027452
33	4567,947121	4567,947121	3538,474737	3538,474737
34	3655,587463	3655,587463	3528,020431	3528,020431
35	3749,304417	3749,304417	9547,903936	9205,272236
36	3832,560536	3832,560536	8745,211205	8495,158365
37	9639,576091	9675,676091	8405,676528	8222,953768
38	10174,68025	10210,78025	8293,932287	8144,874567
39	10088,30939	10124,40939	8082,847028	7967,454348
40	10714,84264	10750,94264	7809,331281	7710,771121
41	11479,73843	11515,83843	7652,347887	7562,203987
42	11543,67802	11579,77802	8182,858278	8016,968038
43	18702,88462	18775,08462	16588,19155	16087,55595
44	18245,06342	18317,26342	18094,74893	17212,22293
45	18461,25128	18533,45128	18456,91329	17555,29277
46	18910,5359	18982,7359	18289,7566	17540,89224
47	20115,22325	20187,42325	17799,43386	17203,32566
48	20683,12965	20755,32965	17538,53329	17076,08673
49	30584,55051	30692,85051	17859,93603	17282,92235
50	30080,87751	30189,17751	16886,43763	16462,18011
51	29552,30497	29660,60497	16737,71726	16313,45974
52	31148,3903	31256,6903	26962,03213	26109,28873
53	29093,47066	29201,77066	27280,14129	26299,25877
54	31109,62346	31217,92346	27531,03228	26614,21932
55	25456,87956	25565,17956	28121,82259	27237,04441
56	26117,8064	26226,1064	28196,58707	27471,98279
57	27639,93667	27748,23667	28708,77925	27856,03585
58	27649,12503	27757,42503	29442,40249	28205,24173
59	27885,64844	27993,94844	29331,37327	27998,10817
60	27822,88623	27931,18623	28599,32413	27458,26771
61	37248,22384	37392,62384	39062,39479	38167,57991
62	36220,47262	36364,87262	38193,46896	37487,60224
63	35229,63755	35374,03755	38682,94438	37268,52206
64	36246,61474	36391,01474	39898,90372	37539,7406
65	37665,84613	37810,24613	41385,20941	38459,20181
66	40157,23883	40301,63883	36981,10915	37172,74619
67	42964,62054	43109,02054	45748,44361	40366,10993
68	42092,53012	42236,93012	45379,6589	40516,93266
69	39067,26682	39211,66682	47290,04344	42049,42088
70	40857,43319	41001,83319	47503,69686	42877,15582
71	46610,31955	46754,71955	46252,73196	42334,74652
72	47731,43231	47875,83231	45182,83285	41359,32149
73	44844,96604	44989,36604	45644,46168	41206,8688
74	39997,97814	40142,37814	46367,75808	40890,95032
75	38883,57297	39027,97297	43633,49326	39337,6115
76	40521,88842	40666,28842	44649,35548	39172,54772
77	39187,24739	39331,64739	41483,93299	37329,76235
78	41668,94022	41813,34022	38840,73594	35820,25426
79	39594,89404	39739,29404	38818,61143	35609,18159
80	39865,84001	40010,24001	37492,0263	34660,49278
81	38511,32851	38655,72851	37072,63132	34193,86076
82	38033,39449	38177,79449	36493,13587	33661,60235
83	37407,15628	37551,55628	35811,53225	33074,47281
84	36682,1255	36826,5255	34908,52915	32265,94379
85	35714,06164	35858,46164	34278,98435	31636,39899
86	35023,27774	35167,67774	33923,71382	31233,89142
87	34622,70745	34767,10745	32760,04229	30164,69397
88	33375,30484	33519,70484	31630,99364	29177,35644
89	32179,18128	32323,58128	30720,83038	28503,37838
90	31242,05001	31386,45001	30120,36796	27902,91596
91	30591,65341	30736,05341	29092,82129	27017,08041
92			28381,51204	26400,24524
93			27752,28039	25676,53951
94			26322,64581	24577,56421
95			25615,99062	23918,14606
96			24757,15063	23201,01719

$$Q_h = Q_{in} \text{ total} - Q_{out} \text{ total}$$

Tabel 4.10 Nilai Q_h pada laju aliran udara 4,891 m³/min dan $M_f = 0,1$ (kiri) serta nilai efisiensi pada kondisi tersebut (kanan).

menit	Nilai Q_h			menit	Efisiensi		
	$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$		$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$
21	4166,267	4166,267	4166,267				
22	4512,114	4512,114	4512,114				
23	3349,247	3349,247	3349,247				
24	2735,747	2735,747	2735,747				
25	1372,095	1372,095	1372,095				
26	2728,914	2728,914	2728,914				
27	1667,666	1667,666	1667,666				
28	250,4878	250,4878	250,4878				
29	421,2128	421,2128	421,2128				
30	-1249,31	-1249,31	-1249,31				
31	-6365,15	-6365,15	-6365,15				
32	-3655,17	-3655,17	-3655,17				
33	-4550,49	-4550,49	-4550,49				
34	-3638,13	-3638,13	-3638,13				
35	-3731,84	-3731,84	-3731,84				
36	-3815,1	-3815,1	-3815,1				
37	5162,888	12512,89	19862,89	37	0,348786	0,564853	0,673262
38	4627,783	11977,78	19327,78	38	0,312636	0,540698	0,655124
39	4714,154	12064,15	19414,15	39	0,318471	0,544597	0,658052
40	4087,621	11437,62	18787,62	40	0,276145	0,516314	0,636815
41	3322,725	10672,73	18022,73	41	0,224471	0,481785	0,610889
42	3258,786	10608,79	17958,79	42	0,220152	0,478899	0,608722
43	10884,58	25584,58	40284,58	43	0,367878	0,577694	0,682935
44	11342,4	26042,4	40742,4	44	0,383352	0,588031	0,690696
45	11126,22	25826,22	40526,22	45	0,376045	0,58315	0,687031
46	10676,93	25376,93	40076,93	46	0,36086	0,573005	0,679414
47	9472,244	24172,24	38872,24	47	0,320144	0,545803	0,658992
48	8904,338	23604,34	38304,34	48	0,30095	0,53298	0,649364
49	13787,92	35837,92	57887,92	49	0,310731	0,539545	0,654304
50	14291,59	36341,59	58391,59	50	0,322082	0,547128	0,659997
51	14820,17	36870,17	58920,17	51	0,333995	0,555086	0,665972
52	13224,08	35274,08	57324,08	52	0,298024	0,531056	0,647931
53	15279	37329	59379	53	0,344335	0,561994	0,671158
54	13262,85	35312,85	57362,85	54	0,298898	0,53164	0,648369
55	18915,59	40965,59	63015,59	55	0,426291	0,616743	0,712262
56	18254,67	40304,67	62354,67	56	0,411396	0,606793	0,704792
57	16732,54	38782,54	60832,54	57	0,377093	0,583877	0,687587
58	16723,35	38773,35	60823,35	58	0,376886	0,583738	0,687483
59	16486,82	38536,82	60586,82	59	0,371555	0,580177	0,68481
60	16549,59	38599,59	60649,59	60	0,37297	0,581122	0,685519
61	21909,25	51309,25	80709,25	61	0,370355	0,579389	0,684223
62	22937	52337	81737	62	0,387728	0,590995	0,692936
63	23927,84	53327,84	82727,84	63	0,404477	0,602183	0,701336
64	22910,86	52310,86	81710,86	64	0,387286	0,5907	0,692715
65	21491,63	50891,63	80291,63	65	0,363295	0,574673	0,680683
66	19000,24	48400,24	77800,24	66	0,321181	0,54654	0,659562
67	16192,86	45592,86	74992,86	67	0,273725	0,514839	0,635762
68	17064,95	46464,95	75864,95	68	0,288466	0,524687	0,643155
69	20090,21	49490,21	78890,21	69	0,339606	0,558848	0,668802
70	18300,04	47700,04	77100,04	70	0,309345	0,538634	0,653626
71	12547,16	41947,16	71347,16	71	0,212098	0,473672	0,604855
72	11426,04	40826,04	70226,04	72	0,193146	0,461012	0,595351
73	14312,51	43712,51	73112,51	73	0,241939	0,493606	0,619821
74	19159,5	48559,5	77959,5	74	0,323873	0,548339	0,660912
75	20273,9	49673,9	79073,9	75	0,342711	0,560923	0,670359
76	18635,59	48035,59	77435,59	76	0,315017	0,542423	0,65647
77	19970,23	49370,23	78770,23	77	0,337577	0,557494	0,667785
78	17488,54	46888,54	76288,54	78	0,295627	0,52947	0,646746
79	19562,58	48962,58	78362,58	79	0,330687	0,55289	0,664329
80	19291,64	48691,64	78091,64	80	0,326106	0,549831	0,662032
81	20646,15	50046,15	79446,15	81	0,349003	0,565126	0,673515
82	21124,08	50524,08	79924,08	82	0,357082	0,570523	0,677567
83	21750,32	51150,32	80550,32	83	0,367668	0,577595	0,682876
84	22475,35	51875,35	81275,35	84	0,379924	0,585782	0,689022
85	23443,41	52843,41	82243,41	85	0,396288	0,596713	0,697229
86	24134,2	53534,2	82934,2	86	0,407965	0,604514	0,703086
87	24534,77	53934,77	83334,77	87	0,414737	0,609037	0,706481
88	25782,17	55182,17	84582,17	88	0,435823	0,623123	0,717056
89	26978,29	56378,29	85778,29	89	0,456042	0,636629	0,727197
90	27915,43	57315,43	86715,43	90	0,471883	0,647212	0,735141
91	28565,82	57965,82	87365,82	91	0,482878	0,654556	0,740655

Tabel 4.11 Nilai Q_h pada laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $M_f = 0,1$ (kiri) serta nilai efisiensi pada kondisi tersebut (kanan).

menit	Nilai Q_h			menit	Efisiensi		
	$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$		$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$
21	3034,328	3034,328	3034,328				
22	2978,142	2978,142	2978,142				
23	2869,039	2869,039	2869,039				
24	3003,552	3003,552	3003,552				
25	-1924,39	-1924,39	-1924,39				
26	542,7602	542,7602	542,7602				
27	-4940,04	-4940,04	-4940,04				
28	-4864,32	-4864,32	-4864,32				
29	-4771,45	-4771,45	-4771,45				
30	-3474,44	-3474,44	-3474,44				
31	-3377,89	-3377,89	-3377,89				
32	-3464,14	-3464,14	-3464,14				
33	-3519,59	-3519,59	-3519,59				
34	-3509,13	-3509,13	-3509,13				
35	5255,988	12605,99	19955,99				
36	6058,68	13408,68	20758,68				
37	6398,215	13748,22	21098,22	37	0,432198	0,620578	0,715099
38	6509,959	13859,96	21209,96	38	0,439746	0,625622	0,718887
39	6721,045	14071,04	21421,04	39	0,454005	0,63515	0,726041
40	6994,56	14344,56	21694,56	40	0,472481	0,647496	0,735312
41	7151,544	14501,54	21851,54	41	0,483085	0,654582	0,740633
42	6621,033	13971,03	21321,03	42	0,44725	0,630636	0,722652
43	13000,7	27700,7	42400,7	43	0,439378	0,625455	0,718791
44	11494,15	26194,15	40894,15	44	0,388461	0,591438	0,693252
45	11131,98	25831,98	40531,98	45	0,376222	0,583261	0,687112
46	11299,14	25999,14	40699,14	46	0,381871	0,587035	0,689946
47	11789,46	26489,46	41189,46	47	0,398442	0,598106	0,698258
48	12050,36	26750,36	41450,36	48	0,40726	0,603997	0,702681
49	11728,96	26428,96	41128,96	49	0,396397	0,59674	0,697232
50	12702,46	27402,46	42102,46	50	0,429298	0,618721	0,713735
51	12851,18	27551,18	42251,18	51	0,434324	0,622079	0,716256
52	17326,86	39376,86	61426,86	52	0,391224	0,593571	0,694961
53	17008,75	39058,75	61108,75	53	0,384041	0,588776	0,691362
54	16757,86	38807,86	60857,86	54	0,378376	0,584994	0,688524
55	16167,07	38217,07	60267,07	55	0,365037	0,576088	0,68184
56	16092,31	38142,31	60192,31	56	0,363349	0,574961	0,680994
57	15580,12	37630,12	59680,12	57	0,351784	0,567241	0,675199
58	14846,49	36896,49	58946,49	58	0,335219	0,556182	0,666899
59	14957,52	37007,52	59057,52	59	0,337726	0,557856	0,668155
60	15689,57	37739,57	59789,57	60	0,354255	0,568891	0,676438
61	20096,51	49496,51	78896,51	61	0,339704	0,558911	0,668847
62	20965,43	50365,43	79765,43	62	0,354392	0,568722	0,676214
63	20475,96	49875,96	79275,96	63	0,346118	0,563195	0,672064
64	19260	48660	78060	64	0,325564	0,549465	0,661756
65	17773,69	47173,69	76573,69	65	0,30044	0,532682	0,649156
66	22177,79	51577,79	80977,79	66	0,374885	0,582412	0,686492
67	13410,46	42810,46	72210,46	67	0,226685	0,483412	0,612166
68	13779,24	43179,24	72579,24	68	0,232919	0,487577	0,615293
69	11868,86	41268,86	70668,86	69	0,200627	0,466005	0,599097
70	11655,21	41055,21	70455,21	70	0,197015	0,463592	0,597286
71	12906,17	42306,17	71706,17	71	0,218161	0,477718	0,607891
72	13976,07	43376,07	72776,07	72	0,236246	0,489799	0,616961
73	13514,44	42914,44	72314,44	73	0,228443	0,484586	0,613048
74	12791,15	42191,15	71591,15	74	0,216217	0,476419	0,606916
75	15525,41	44925,41	74325,41	75	0,262436	0,507294	0,630096
76	14509,55	43909,55	73309,55	76	0,245264	0,495823	0,621484
77	17674,97	47074,97	76474,97	77	0,298771	0,531567	0,648319
78	20318,17	49718,17	79118,17	78	0,343451	0,561414	0,670727
79	20340,29	49740,29	79140,29	79	0,343825	0,561663	0,670914
80	21666,88	51066,88	80466,88	80	0,366249	0,576643	0,682216
81	22086,27	51486,27	80886,27	81	0,373338	0,581379	0,685716
82	22665,77	52065,77	81465,77	82	0,383134	0,587922	0,690628
83	23347,37	52747,37	82147,37	83	0,394655	0,595619	0,696407
84	24250,37	53650,37	83050,37	84	0,409919	0,605816	0,704062
85	24879,92	54279,92	83679,92	85	0,420561	0,612924	0,709399
86	25235,19	54635,19	84035,19	86	0,426566	0,616936	0,712411
87	26398,86	55798,86	85198,86	87	0,446236	0,630076	0,722276
88	27527,91	56927,91	86327,91	88	0,465322	0,642825	0,731847
89	28438,07	57838,07	87238,07	89	0,480707	0,653103	0,739563
90	29038,54	58438,54	87838,54	90	0,490857	0,659883	0,744654
91	30066,08	59466,08	88866,08	91	0,508226	0,671486	0,753365
92	30777,39	60177,39	89577,39	92	0,52025	0,679518	0,759395
93	31406,62	60806,62	90206,62	93	0,530886	0,686623	0,764729
94	32836,26	62236,26	91636,26	94	0,555052	0,702767	0,776849
95	33542,91	62942,91	92342,91	95	0,566997	0,710746	0,78284
96	34401,75	63801,75	93201,75	96	0,581514	0,720444	0,790121

Tabel 4.12 Nilai Q_h pada laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $M_f = 0,2$ (kiri) serta nilai efisiensi pada kondisi tersebut (kanan).

menit	Nilai Q_h			menit	Efisiensi		
	$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$		$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$
21	4166,267	4166,267	4166,267				
22	4512,114	4512,114	4512,114				
23	3349,247	3349,247	3349,247				
24	2735,747	2735,747	2735,747				
25	1372,095	1372,095	1372,095				
26	2728,914	2728,914	2728,914				
27	1667,666	1667,666	1667,666				
28	250,4878	250,4878	250,4878				
29	421,2128	421,2128	421,2128				
30	-1249,31	-1249,31	-1249,31				
31	-6365,15	-6365,15	-6365,15				
32	-3655,17	-3655,17	-3655,17				
33	-4550,49	-4550,49	-4550,49				
34	-3638,13	-3638,13	-3638,13				
35	-3731,84	-3731,84	-3731,84				
36	-3815,1	-3815,1	-3815,1				
37	5137,692	12487,69	19837,69	37	0,346828	0,563438	0,67216
38	4602,587	11952,59	19302,59	38	0,310705	0,539295	0,654029
39	4688,958	12038,96	19388,96	39	0,316536	0,543192	0,656955
40	4062,425	11412,43	18762,43	40	0,27424	0,514923	0,635726
41	3297,529	10647,53	17997,53	41	0,222605	0,480411	0,609809
42	3233,59	10583,59	17933,59	42	0,218289	0,477526	0,607643
43	10834,19	25534,19	40234,19	43	0,365905	0,576272	0,681828
44	11292,01	25992,01	40692,01	44	0,381367	0,586604	0,689587
45	11075,82	25775,82	40475,82	45	0,374066	0,581725	0,685923
46	10626,54	25326,54	40026,54	46	0,358892	0,571586	0,678309
47	9421,852	24121,85	38821,85	47	0,318206	0,544397	0,657894
48	8853,946	23553,95	38253,95	48	0,299026	0,53158	0,64827
49	13712,33	35762,33	57812,33	49	0,3088	0,538142	0,653208
50	14216,01	36266,01	58316,01	50	0,320143	0,545721	0,658899
51	14744,58	36794,58	58844,58	51	0,332046	0,553675	0,664872
52	13148,49	35198,49	57248,49	52	0,296103	0,529658	0,646838
53	15203,41	37253,41	59303,41	53	0,342379	0,560579	0,670056
54	13187,26	35237,26	57287,26	54	0,296976	0,530241	0,647276
55	18840	40890	62940	55	0,424275	0,615302	0,711145
56	18179,08	40229,08	62279,08	56	0,409391	0,605356	0,703677
57	16656,95	38706,95	60756,95	57	0,375113	0,582452	0,686479
58	16647,76	38697,76	60747,76	58	0,374906	0,582314	0,686375
59	16411,24	38461,24	60511,24	59	0,369579	0,578754	0,683703
60	16474	38524	60574	60	0,370993	0,579699	0,684412
61	21808,47	51208,47	80608,47	61	0,368379	0,577967	0,683116
62	22836,22	52236,22	81636,22	62	0,38574	0,589566	0,691826
63	23827,05	53227,05	82627,05	63	0,402477	0,600749	0,700223
64	22810,08	52210,08	81610,08	64	0,385298	0,589271	0,691604
65	21390,85	50790,85	80190,85	65	0,361325	0,573253	0,679577
66	18899,45	48299,45	77699,45	66	0,319242	0,545134	0,658464
67	16092,07	45492,07	74892,07	67	0,271821	0,513448	0,634673
68	16964,16	46364,16	75764,16	68	0,286551	0,523291	0,642063
69	19989,42	49389,42	78789,42	69	0,337653	0,557436	0,667701
70	18199,26	47599,26	76999,26	70	0,307414	0,537231	0,65253
71	12446,37	41846,37	71246,37	71	0,210239	0,472301	0,603777
72	11325,26	40725,26	70125,26	72	0,191302	0,459647	0,594276
73	14211,73	43611,73	73011,73	73	0,240059	0,492226	0,618738
74	19058,71	48458,71	77858,71	74	0,321932	0,546931	0,659814
75	20173,12	49573,12	78973,12	75	0,340756	0,559509	0,669258
76	18534,8	47934,8	77334,8	76	0,313082	0,541018	0,655374
77	19869,44	49269,44	78669,44	77	0,335626	0,556082	0,666684
78	17387,75	46787,75	76187,75	78	0,293707	0,528072	0,645653
79	19461,8	48861,8	78261,8	79	0,328741	0,551481	0,663229
80	19190,85	48590,85	77990,85	80	0,324164	0,548423	0,660933
81	20545,36	49945,36	79345,36	81	0,347044	0,56371	0,672412
82	21023,3	50423,3	79823,3	82	0,355117	0,569105	0,676462
83	21649,54	51049,54	80449,54	83	0,365695	0,576173	0,681769
84	22374,57	51774,57	81174,57	84	0,377942	0,584356	0,687914
85	23342,63	52742,63	82142,63	85	0,394294	0,595282	0,696118
86	24033,41	53433,41	82833,41	86	0,405962	0,603079	0,701972
87	24433,98	53833,98	83233,98	87	0,412729	0,6076	0,705366
88	25681,39	55081,39	84481,39	88	0,433799	0,621678	0,715937
89	26877,51	56277,51	85677,51	89	0,454004	0,635179	0,726074
90	27814,64	57214,64	86614,64	90	0,469833	0,645755	0,734016
91	28465,04	57865,04	87265,04	91	0,480819	0,653096	0,739527

Tabel 4.13 Nilai Q_h pada laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $M_f = 0,2$ (kiri) serta nilai efisiensi pada kondisi tersebut (kanan).

menit	Nilai Q_h			menit	efisiensi		
	$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$		$Q_i (0,5)$	$Q_i (0,75)$	$Q_i (1)$
21	3034,328	3034,328	3034,328				
22	2978,142	2978,142	2978,142				
23	2869,039	2869,039	2869,039				
24	3003,552	3003,552	3003,552				
25	-1924,39	-1924,39	-1924,39				
26	542,7602	542,7602	542,7602				
27	-4940,04	-4940,04	-4940,04				
28	-4864,32	-4864,32	-4864,32				
29	-4771,45	-4771,45	-4771,45				
30	-3474,44	-3474,44	-3474,44				
31	-3377,89	-3377,89	-3377,89				
32	-3464,14	-3464,14	-3464,14				
33	-3519,59	-3519,59	-3519,59				
34	-3509,13	-3509,13	-3509,13				
35	5609,523	12959,52	20309,52				
36	6319,637	13669,64	21019,64				
37	6591,842	13941,84	21291,84				
38	6669,921	14019,92	21369,92	38	0,45022	0,632531	0,724041
39	6847,341	14197,34	21547,34	39	0,462196	0,640536	0,730052
40	7104,024	14454,02	21804,02	40	0,479522	0,652116	0,738749
41	7252,592	14602,59	21952,59	41	0,489551	0,658819	0,743783
42	6797,828	14147,83	21497,83	42	0,458854	0,638302	0,728375
43	13523,15	28223,15	42923,15	43	0,456698	0,636937	0,727379
44	12398,48	27098,48	41798,48	44	0,418716	0,611556	0,70832
45	12055,41	26755,41	41455,41	45	0,40713	0,603814	0,702507
46	12069,81	26769,81	41469,81	46	0,407616	0,604139	0,702751
47	12407,38	27107,38	41807,38	47	0,419017	0,611757	0,708471
48	12534,62	27234,62	41934,62	48	0,423314	0,614628	0,710627
49	12327,78	27027,78	41727,78	49	0,416329	0,609961	0,707122
50	13148,52	27848,52	42548,52	50	0,444046	0,628483	0,721031
51	13297,24	27997,24	42697,24	51	0,449069	0,631839	0,723551
52	18201,41	40251,41	62301,41	52	0,410768	0,606555	0,704682
53	18011,44	40061,44	62111,44	53	0,406481	0,603692	0,702533
54	17696,48	39746,48	61796,48	54	0,399373	0,598946	0,698971
55	17073,66	39123,66	61173,66	55	0,385317	0,589561	0,691926
56	16838,72	38888,72	60938,72	56	0,380015	0,58602	0,689269
57	16454,67	38504,67	60554,67	57	0,371347	0,580233	0,684925
58	16105,46	38155,46	60205,46	58	0,363467	0,574971	0,680975
59	16312,6	38362,6	60412,6	59	0,368141	0,578092	0,683318
60	16852,44	38902,44	60952,44	60	0,380324	0,586227	0,689424
61	21034,94	50434,94	79834,94	61	0,355305	0,569227	0,676553
62	21714,92	51114,92	80514,92	62	0,36679	0,576901	0,682315
63	21934	51334	80734	63	0,370491	0,579374	0,684172
64	21662,78	51062,78	80462,78	64	0,36591	0,576313	0,681873
65	20743,32	50143,32	79543,32	65	0,350379	0,565936	0,674082
66	22029,77	51429,77	80829,77	66	0,372109	0,580455	0,684983
67	18836,41	48236,41	77636,41	67	0,318169	0,544414	0,657922
68	18685,59	48085,59	77485,59	68	0,315621	0,542711	0,656643
69	17153,1	46553,1	75953,1	69	0,289736	0,525415	0,643657
70	16325,36	45725,36	75125,36	70	0,275755	0,516073	0,636642
71	16867,77	46267,77	75667,77	71	0,284916	0,522195	0,641239
72	17843,2	47243,2	76643,2	72	0,301393	0,533204	0,649505
73	17995,65	47395,65	76795,65	73	0,303968	0,534924	0,650797
74	18311,57	47711,57	77111,57	74	0,309304	0,53849	0,653474
75	19864,91	49264,91	78664,91	75	0,335542	0,556022	0,666638
76	20029,97	49429,97	78829,97	76	0,33833	0,557884	0,668036
77	21872,76	51272,76	80672,76	77	0,369457	0,578683	0,683653
78	23382,27	52782,27	82182,27	78	0,394954	0,59572	0,696445
79	23593,34	52993,34	82393,34	79	0,398519	0,598102	0,698234
80	24542,03	53942,03	83342,03	80	0,414544	0,608809	0,706273
81	25008,66	54408,66	83808,66	81	0,422426	0,614076	0,710228
82	25540,92	54940,92	84340,92	82	0,431416	0,620083	0,714738
83	26128,05	55528,05	84928,05	83	0,441333	0,62671	0,719714
84	26936,58	56336,58	85736,58	84	0,45499	0,635835	0,726566
85	27566,12	56966,12	86366,12	85	0,465624	0,64294	0,731901
86	27968,63	57368,63	86768,63	86	0,472423	0,647483	0,735312
87	29037,83	58437,83	87837,83	87	0,490483	0,65955	0,744372
88	30025,16	59425,16	88825,16	88	0,50716	0,670694	0,75274
89	30699,14	60099,14	89499,14	89	0,518545	0,678301	0,758451
90	31299,6	60699,6	90099,6	90	0,528687	0,685078	0,76354
91	32185,44	61585,44	90985,44	91	0,54365	0,695075	0,771047
92	32802,27	62202,27	91602,27	92	0,554069	0,702037	0,776274
93	33525,98	62925,98	92325,98	93	0,566293	0,710205	0,782407
94	34624,96	64024,96	93424,96	94	0,584856	0,722609	0,79172
95	35284,37	64684,37	94084,37	95	0,595994	0,730051	0,797308
96	36001,5	65401,5	94801,5	96	0,608108	0,738145	0,803385

BAB 5

HASIL DAN ANALISA

5.1 HASIL

Tujuan dari penulisan tugas akhir ini adalah untuk mengetahui kesetimbangan panas (*heat balance*) yang terjadi pada *Fluidized Bed Combustor* Universitas Indonesia. Hal-hal yang menjadi parameter dari hasil yang ada mengacu pada laju aliran udara dari sistem *blower*, laju masukan bahan bakar limbah organik padat dari sistem *feeder*, jenis bahan bakar organik padat berupa cangkang kelapa serta berbagai parameter-parameter lainnya yang mengacu pada literatur yang ada.

Hasil dan analisa yang penulis lakukan berdasarkan dari data hasil prosedur pengujian berbagai macam karakteristik yang telah ada sebelumnya. Jadi data-data yang ada mengacu pada data yang telah ada. Dari data yang telah ada di lakukan perhitungan terhadap karakteristik kesetimbangan panas (*heat balance*) dari berbagai macam parameter.

5.1.1 Kesetimbangan Energi pada Pemanasan Awal

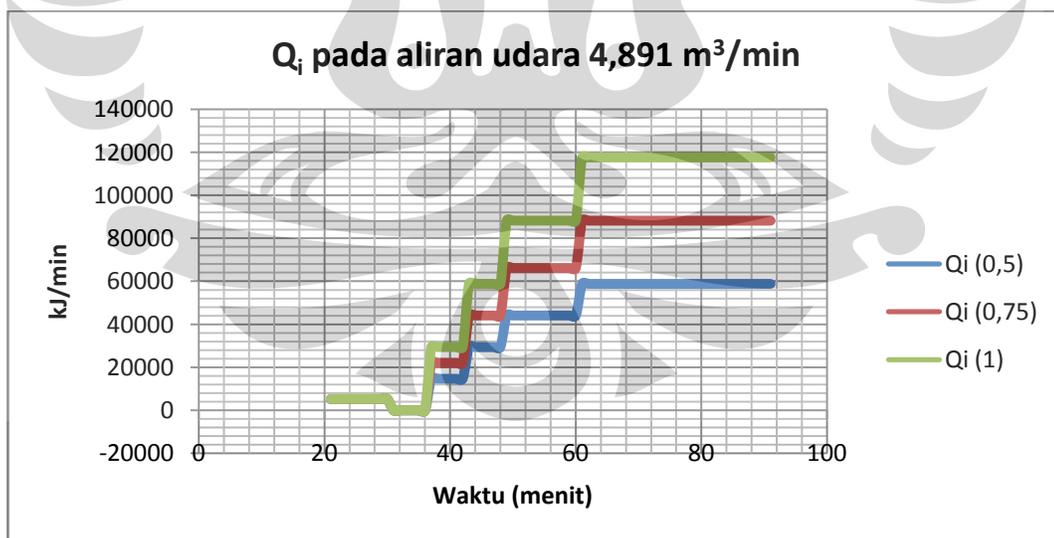
Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui kesetimbangan energi yang terjadi pada saat proses pemanasan awal. Pada awal penyalaan *Fluidized Bed Combustor* menggunakan *burner* yang difungsikan untuk memanaskan pasir yang terfluidisasi. Energi yang berasal dari *burner* di jadikan energi yang masuk ke dalam reaktor. Energi yang berasal dari *blower* berfungsi untuk memfluidisasikan pasir juga dijadikan sebagai energi masukan ke dalam reaktor. Sedangkan yang menjadi energi keluaran dari reaktor adalah berupa panas radiasi yang berasal dari pasir dan menjadi semakin panas. Dari selisih antara energi yang masuk dengan energi keluar maka didapatkan nilai energi yang diserap oleh pasir.

5.1.2 Kestimbangan Energi pada Operasional Cangkang Kelapa

Perhitungan kesetimbangan energi pada saat operasional cangkang kelapa bertujuan untuk mengetahui kesetimbangan energi yang terjadi antara energi yang dihasilkan dan dikeluarkan dari reaktor *Fluidized bed Combustor*. Saat proses operasional sudah berjalan energi yang berasal dari *burner* telah dimatikan sehingga tidak adanya energi masukan yang berasal dari *burner*. Energi masukan ke dalam reaktor meliputi dari Q_i , H_i , dan H_{fi} . Sedangkan untuk energi keluaran dari reaktor antara lain Q_r , Q_{dr} , Q_{fg} dan Q_h . Dari data-data yang ada maka dilakukanlah perhitungan terhadap variabel-variabel energi masukan dan energi keluaran yang ada pada *Fluidized Bed Combustor*.

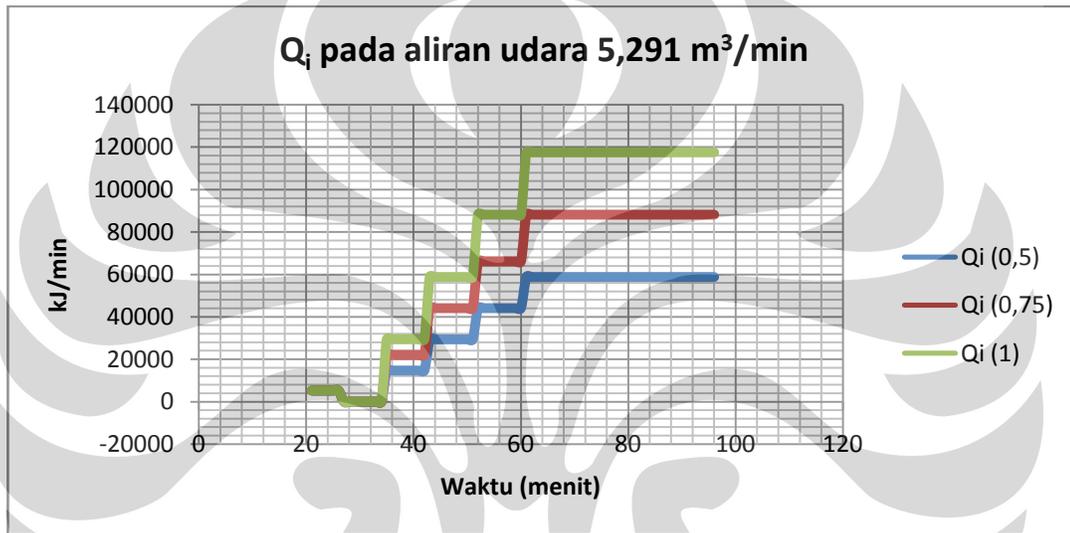
5.1.2.1 Nilai Q_i

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai dari Q_i yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_i pada gambar grafik di bawah ini.



Grafik 5.1 Nilai Q_i pada aliran udara 4,891 m³/min.

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain parameter berupa massa bahan bakar cangkang kelapa yang di masukan ke dalam reaktor persatuan waktu (m_c), asumsi tingkat kesempurnaan pembakaran yang terjadi pada saat operasional (X_b) dan nilai kalor yang terdapat pada bahan bakar tersebut (LHV). Dari grafik kita lihat adanya perbandingan antara waktu dengan nilai energi yang dihasilkan. Untuk grafik tadi di dapat pada pengujian dengan laju aliran udara sebesar 4,891 m³/min.

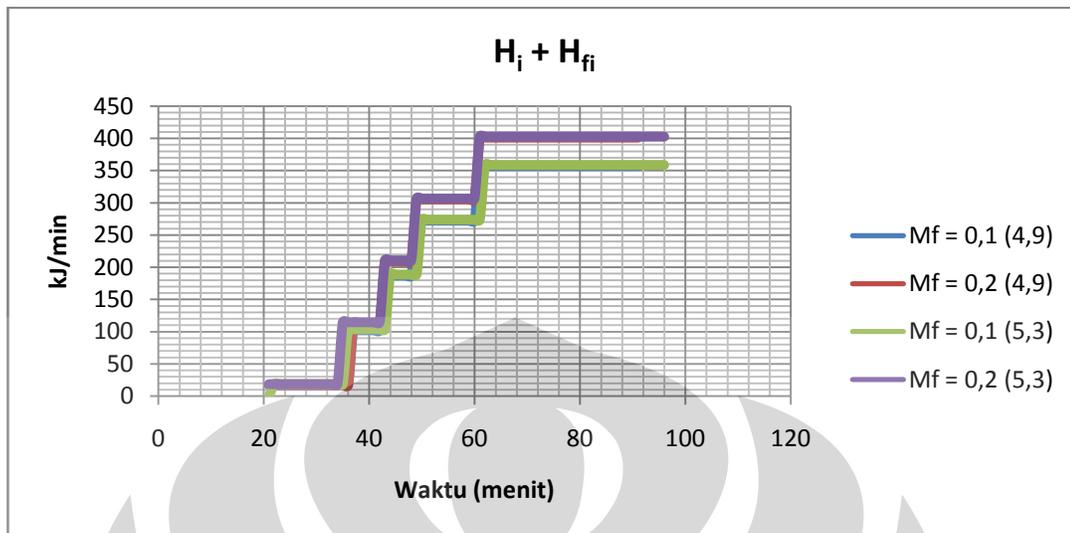


Grafik 5.2 Nilai Q_i pada laju aliran udara sebesar 5,291 m³/min

Pada grafik di atas ini di dapat pada pengujian dengan laju aliran udara 5,291 m³/min. grafik yang dihasilkan perhitungan nilai Q_i pada laju aliran udara 4,891 m³/min dengan laju aliran udara 5,291 m³/min memang sama karena tidak adanya perbedaan nilai pada parameter kedua grafik.

5.1.2.2 Nilai H_i dan H_{fi}

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai dari H_i dan H_{fi} yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_i pada gambar grafik di bawah ini.



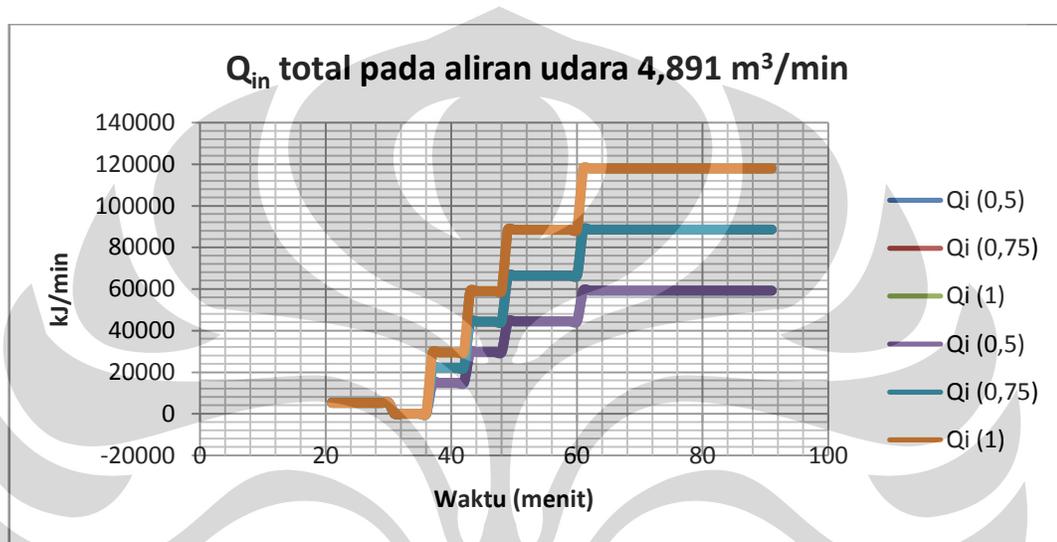
Grafik 5.3 Nilai H_i dan H_{fi}

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain parameter dibagi menjadi dua yaitu nilai H_i dan nilai H_{fi} . Parameter dari nilai H_i antara lain laju aliran massa dari udara (m_a), nilai *specific heat* dari udara (C_{air}), temperatur lingkungan sekitar (T_a) dan temperatur udara sebelum pemanasan (T_i). Dan parameter untuk nilai H_{fi} antara lain massa bahan bakar berupa cangkang kelapa persatuan waktu (m_c), massa *sorbent* yang difungsikan untuk mengikat zat sulfur yang terkandung pada bahan bakar limbah organik padat (m_s), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), temperatur lingkungan sekitar (T_a), nilai kelembaban permukaan pada bahan bakar cangkang kelapa (M_f), kelembaban permukaan dari zat *sorbent* (M_s) dan nilai enthalpi dari air (H_0).

Nilai yang ada pada grafik di atas merupakan gabungan dua grafik $H_i + H_{fi}$ pada laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$. Pada grafik ini diasumsikan nilai kelembaban permukaan sebesar (M_f) sebesar 0,1 dan 0,2. Nilai yang ada pada kedua grafik relatif sama, maka saat penggabungan grafik menjadi berhimpit. Jika kita teliti melihat grafik ini maka ada sedikit warna yang berbeda sebagai tanda bahwa adanya perbedaan nilai pada laju aliran udara serta kelembaban permukaan kedua grafik tersebut.

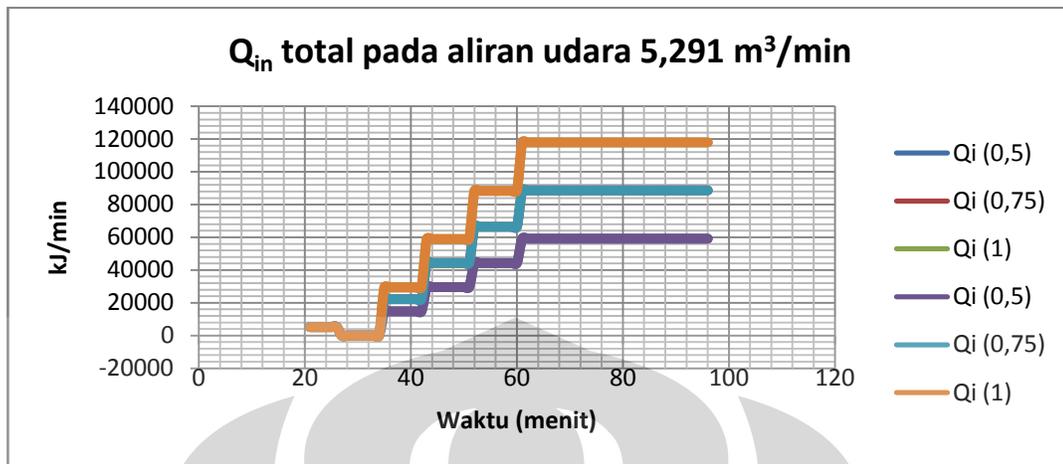
5.1.2.3 Nilai Q_{in} total.

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_{in} total yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_{in} total pada gambar grafik di bawah ini.



Grafik 5.4 Nilai Q_{in} total pada laju aliran udara 4,891 m³/min

Nilai Q_{in} didapatkan dari hasil penjumlahan antara Q_i , H_i dan H_{fi} . Grafik yang ada diatas ini menunjukkan nilai Q_{in} total pada laju aliran udara sebesar 4,891 m³/min dengan asumsi kelembaban permukaan sebesar 0,1 dan 0,2. Grafik di atas ini merupakan gabungan dari dua grafik yang berbeda nilai kelembaban permukaannya. Dari perbedaan tersebut menghasilkan grafik yang berhimpit dengan nilai dari $M_f = 0,2$ sedikit lebih besar dibandingkan dengan $M_f = 0,1$.

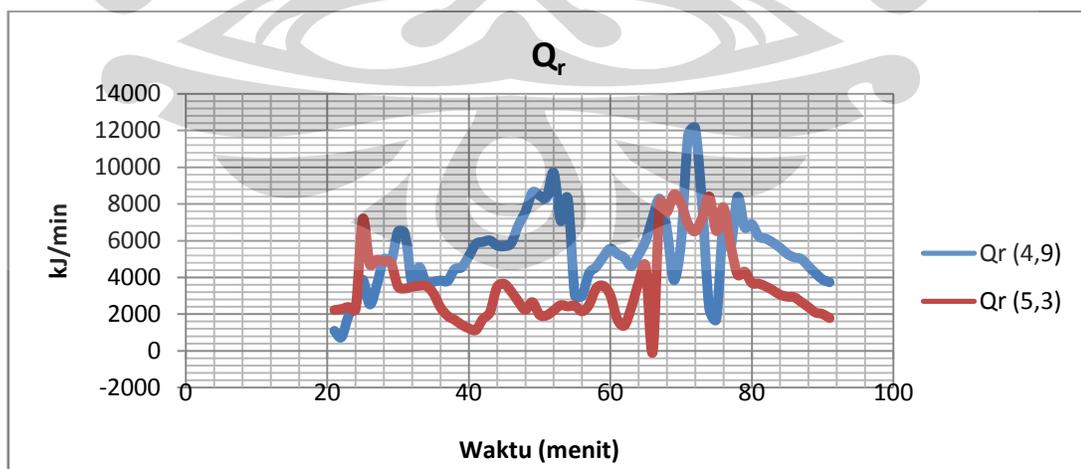


Grafik 5.5 Nilai Q_{in} total pada laju aliran udara 5,291 m³/min

Pada grafik di atas ini merupakan grafik nilai total dari Q_{in} pada laju aliran udara sebesar 5,291 m³/min. grafik yang dihasilkan memiliki bentuk yang sama dengan grafik yang ada sebelumnya.

5.1.2.4 Nilai Q_r

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_r yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_r pada gambar grafik di bawah ini.

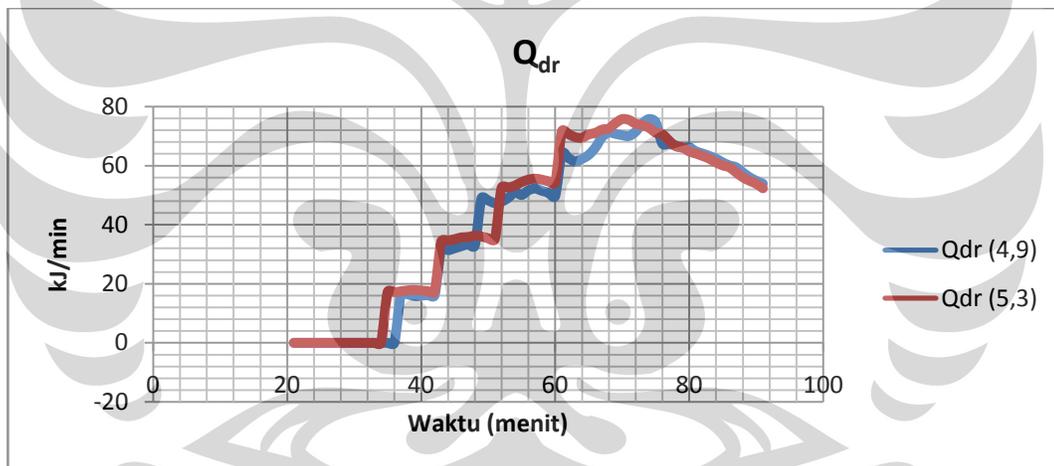


Grafik 5.6 Nilai Q_r pada laju aliran udara 4,891 m³/min dan 5,291 m³/min

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain emisivitas dari Bed pasir (e_b), luas permukaan dari pasir yang ada pada area reaktor (A_b), konstanta boltzman ($5,7 \times 10^{-8}$), temperatur pada area bed (T_b) dan temperatur pada daerah *freeboard* (T_{fb}). Nilai yang ada pada grafik ini merupakan dari hasil penggabungan dua grafik dengan laju aliran udara sebesar $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan laju aliran udara sebesar $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$.

5.1.2.5 Nilai Q_{dr}

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_{dr} yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_{dr} pada gambar grafik di bawah ini.



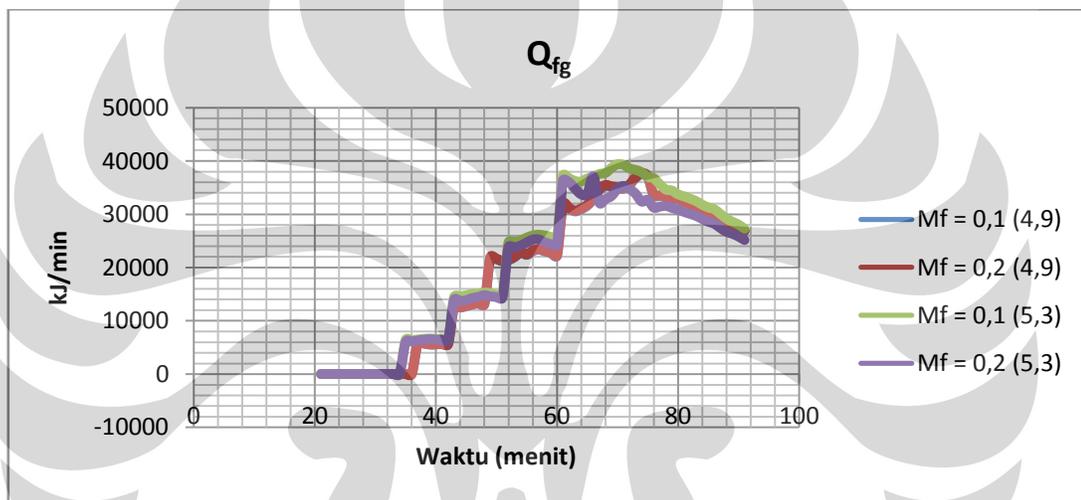
Grafik 5.7 Nilai Q_{dr} pada laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain jumlah massa bahan bakar cangkang kelapa yang dimasukkan persatuan waktu (m_c), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari analisa *proximate* dan *ultimate analysis* (X_{ash}), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari hasil eksperimen (x_d), massa *sorbent* yang difungsikan untuk mengikat zat sulfur yang

terkandung pada bahan bakar limbah organik padat (m_s), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), dan temperatur yang ada pada bed area (T_b).

5.1.2.6 Nilai Q_{fg}

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_{fg} yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_{fg} pada gambar grafik di bawah ini.



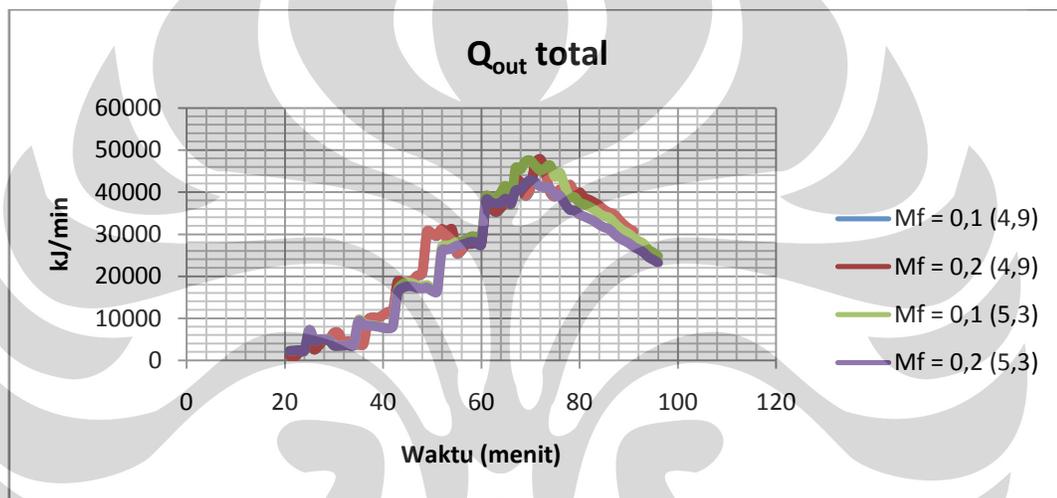
Grafik 5.8 Nilai Q_{fg} pada laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain jumlah massa bahan bakar cangkang kelapa yang dimasukkan persatuan waktu (m_c), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari analisa *proximate* dan *ultimate analysis* (X_{ash}), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari hasil eksperimen (x_d), massa *sorbent* yang difungsikan untuk mengikat zat sulfur yang terkandung pada bahan bakar limbah organik padat (m_s), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), temperatur yang ada pada bed area (T_b), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), nilai kelembaban permukaan pada bahan bakar cangkang kelapa (M_f), gas dari hasil

pembakaran (M_{flue}), *specific heat* dari nilai *flue gas* (C_f), nilai enthalpi dari uap air pada temperatur bed area (H_{tb}).

5.2.1.7 Nilai Q_{out} total

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_{out} total yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_{out} pada gambar grafik di bawah ini.

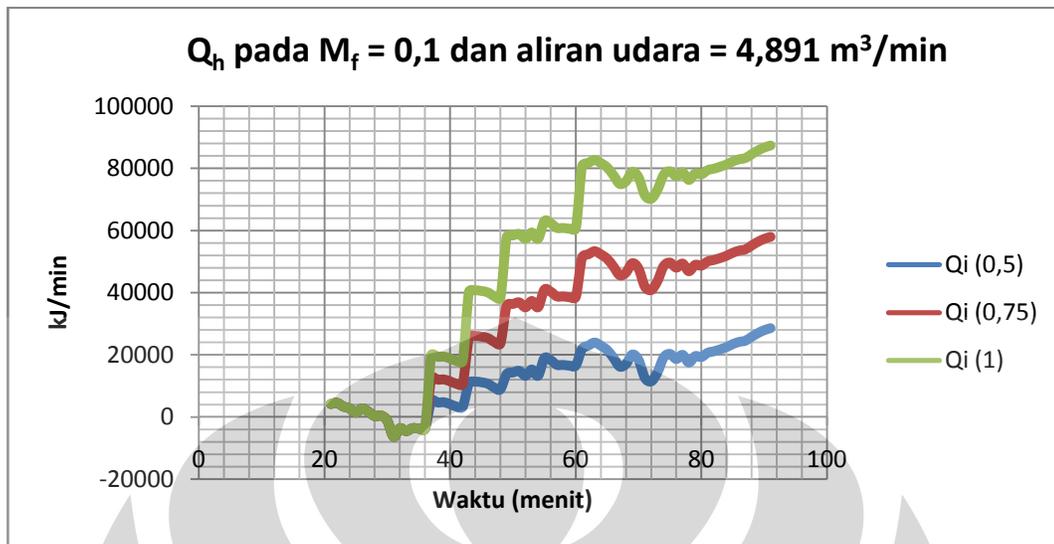


Grafik 5.9 Nilai Q_{out} total pada laju aliran 4,891 m³/min dan 5,291 m³/min

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain penjumlahan dari nilai Q_r , Q_{fg} dan Q_{dr} . Grafik di atas ini meliputi nilai laju aliran udara sebesar 4,891 m³/min dan 5,291 m³/min. dan juga dengan asumsi nilai kelembaban permukaan bahan bakar sebesar 0,1 dan 0,2.

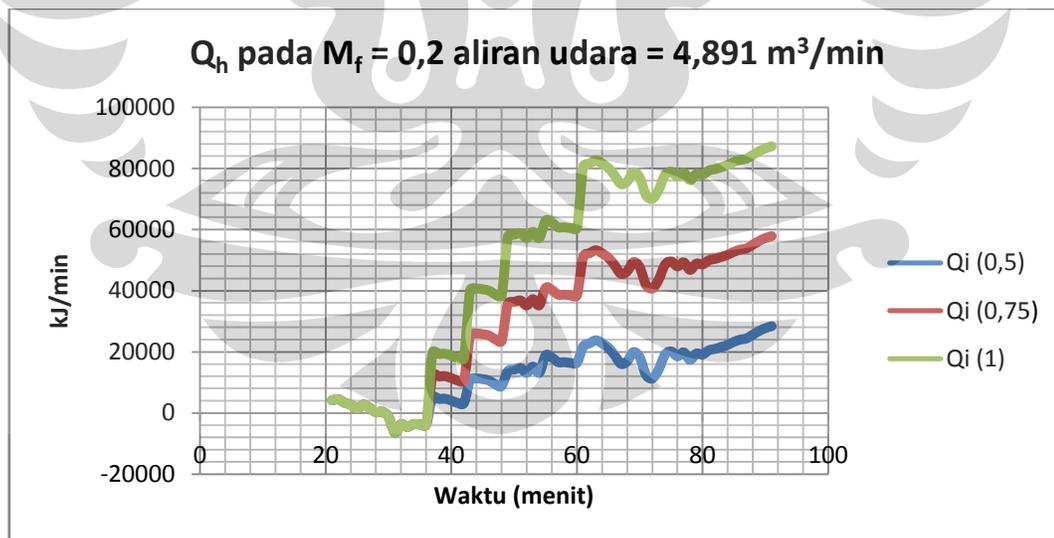
5.2.1.8 Nilai Q_h

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai Q_h yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_h pada gambar grafik di bawah ini.



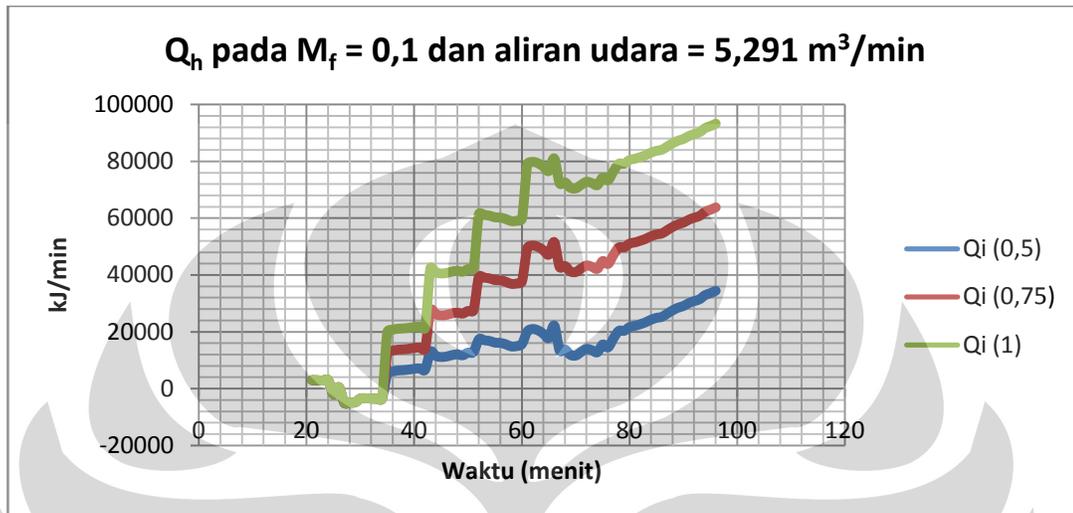
Grafik 5.10 Nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ dan laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain selisih dari nilai Q_{in} total dan Q_{out} total pada kelembaban permukaan sebesar 0,1 dengan laju aliran udara sebesar $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$.



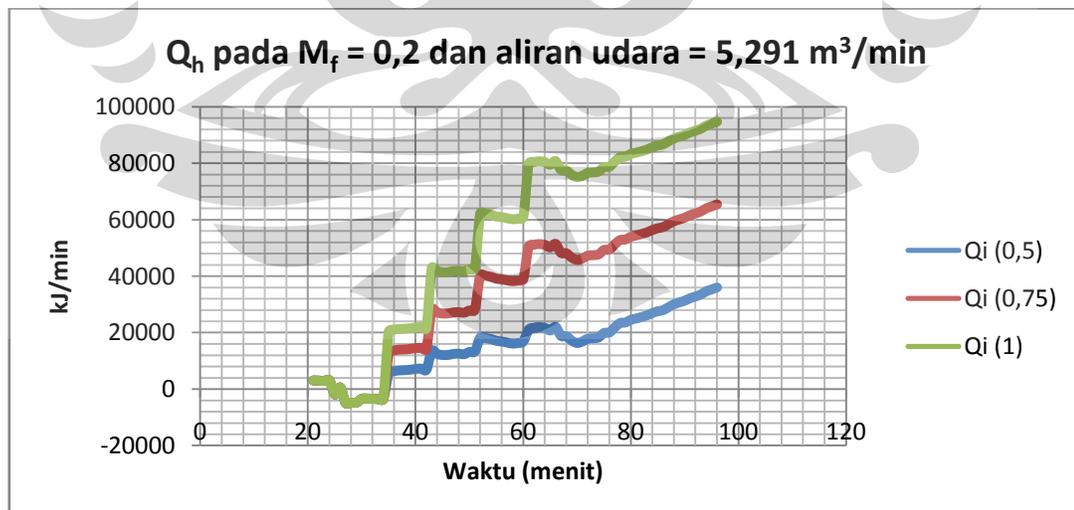
Grafik 5.11 Nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ dan laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain selisih dari nilai Q_{in} total dan Q_{out} total pada kelembaban permukaan sebesar 0,2 dengan laju aliran udara sebesar $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$.



Grafik 5.12 Nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ dan laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain selisih dari nilai Q_{in} total dan Q_{out} total pada kelembaban permukaan sebesar 0,1 dengan laju aliran udara sebesar $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$.

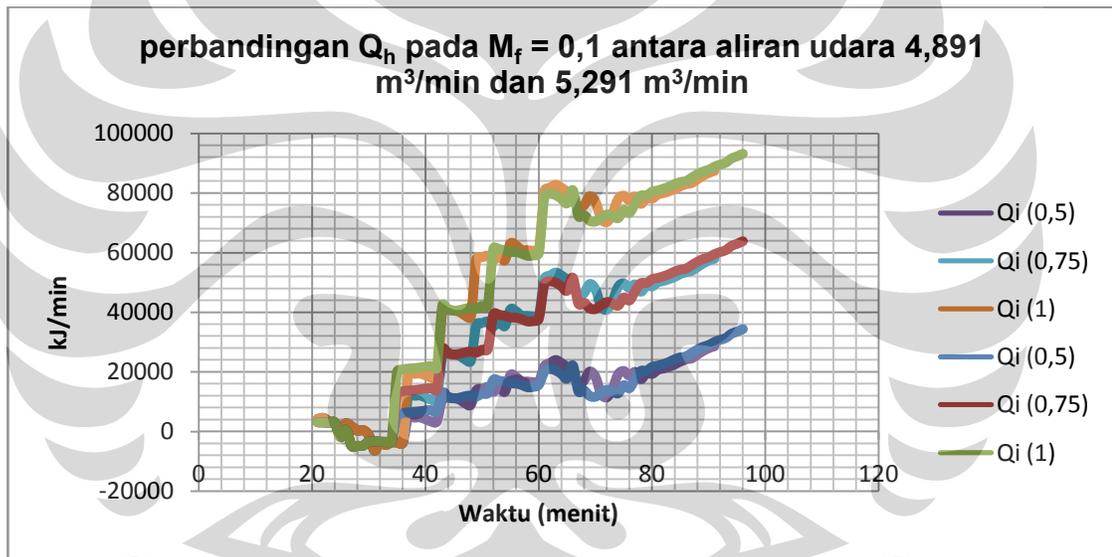


Grafik 5.13 Nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ dan laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$.

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain selisih dari nilai Q_{in} total dan Q_{out} total pada kelembaban permukaan sebesar 0,1 dengan laju aliran udara sebesar $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$.

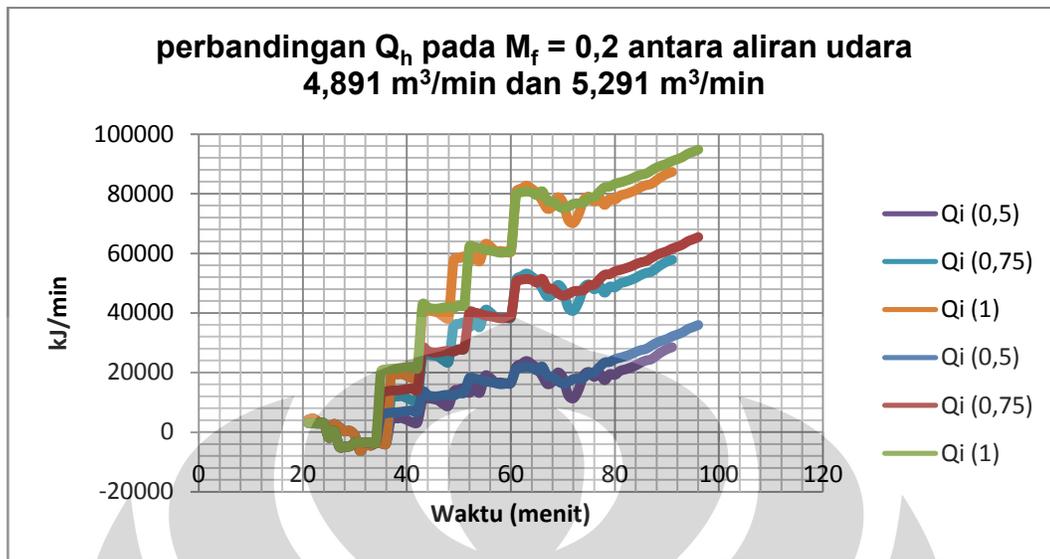
5.2.1.9 perbandingan Q_h

Dari data karakteristik distribusi temperatur pada penggunaan cangkang kelapa maka didapatkan nilai perbandingan Q_h yang telah dijabarkan pada bab 4. Dari tabel data yang ada di plot menjadi grafik sehingga kita dapat melihat nilai grafik Q_h pada gambar grafik di bawah ini.



Grafik 5.14 Perbandingan nilai Q_h pada $M_f = 0,1$ antara laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain nilai-nilai Q_h dari berbagai variabel-variabel seperti nilai kelembaban permukaan bahan bakar serta laju aliran udara fluidisasi. Perbandingan nilai Q_h pada grafik di atas menunjukkan adanya perbedaan karakteristik pada laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dengan laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ pada nilai M_f yang sama sebesar 0,1.



Grafik 5.15 Perbandingan nilai Q_h pada $M_f = 0,2$ antara laju aliran udara 4,891 m³/min dan 5,291 m³/min

Parameter-parameter yang dimasukkan ke dalam perhitungan sehingga di dapat grafik seperti ini antara lain nilai-nilai Q_h dari berbagai variabel-variabel seperti nilai kelembaban permukaan bahan bakar serta laju aliran udara fluidisasi. Perbandingan nilai Q_h pada grafik di atas menunjukkan adanya perbedaan karakteristik pada laju aliran udara 4,891 m³/min dengan laju aliran udara 5,291 m³/min pada nilai M_f yang sama sebesar 0,2.

5.2 ANALISA

Setelah dilakukan kalkulasi pada data *Fluidized Bed Combustor* UI mengenai kalkulasi kesetimbangan energi pada saat pemanasan awal, operasional dengan menggunakan cangkang kelapa atau ranting pohon, maka selanjutnya dilakukan pengolahan data yang ada sehingga dapat di plot ke dalam bentuk grafik. Grafik yang di buat dalam kalkulasi ialah diantaranya grafik mengenai parameter-parameter yang ada di perhitungan *heat balance* seperti nilai Q_i , H_i , H_{fi} , Q_r , Q_{dr} , Q_{fg} dan Q_h . dari

parameter-parameter tersebut dapat kita dapatkan kembali grafik dari nilai Q_{in} total dan Q_{out} total.

5.2.1 Analisa Keseimbangan Panas pada Pemanasan Awal

Pada proses pemanasan awal *Fluidized Bed Combustor* UI menggunakan *Hi-temp Preximed Burner*. Nilai kalori yang disalurkan dari burner ini sebesar 75000 kkal/jam atau sama dengan 314010 kJ/jam. Jika kita mengkonversinya ke dalam menit maka nilai energi yang disalurkan sebesar 5233,5 kJ/min. proses penyalaan *burner* ini difungsikan agar pasir mencapai temperatur optimum untuk melakukan pembakaran sendiri (*self-combustion*). untuk pemerataan panas pada pasir maka pada proses pemanasan ini juga diikuti proses fluidisasi pasir dengan menggunakan *blower*. dari data grafik kecepatan superfisial didapatkan nilai fluidisasi minimum untuk terjadinya fluidisasi. Dari penggabungan pemanasan dari *burner* dan fluidisasi pasir dengan *blower* maka di dapat nilai kenaikan temperatur yang relatif konstan. Mungkin akan butuh waktu yang agak lama untuk mencapai temperatur optimum *self-combustion*. oleh karena itu pemanasan awal di *support* dengan bahan bakar cangkang kelapa atau ranting pohon. Sehingga dapat terjadi kenaikan temperatur yang signifikan.

Dari hasil perhitungan jelas bahwa nilai kalor yang diberikan pada *burner* tidak cukup besar untuk memanaskan pasir dengan cepat sampai mencapai temperatur optimum. Apalagi di tambah dengan pengaruh laju aliran udara dari *blower* yang mengakibatkan terjadinya gaya dorong ke atas pada lidah api sehingga panas yang diberikan dari *burner* tidak maksimal. Dan juga adanya *cold flow* dari *blower* membuat pemanasan pasir tidak berjalan maksimal karena efek pencampuran efek panas *burner* dan efek dingin udara *blower*.

5.2.2 Analisa Keseimbangan Panas pada Operasional Cangkang Kelapa

Ada beberapa hal yang menjadi yang menjadi bahan analisa dari keseimbangan panas pada operasional cangkang kelapa yaitu antara lain mengenai

Q_i , H_i , H_{fi} , Q_r , Q_{dr} , Q_{fg} , Q_h , Q_{in} total, Q_{out} total serta berbagai perbandingan nilai Q_h dari perbedaan laju aliran udara, kelembaban permukaan bahan bakar dan tingkat efektivitas pembakaran bahan bakar.

5.2.2.1 Nilai Q_i

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari bahan bakar cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari kalkulasi antara jumlah massa bahan bakar berupa cangkang kelapa yang dimasukkan ke dalam reaktor, efektivitas pembakaran cangkang kelapa dan nilai LHV (lower heating value) dari cangkang kelapa.

Dari grafik yang ada didapatkan nilai dengan seiring penambahan jumlah bahan bakar maka terjadi kenaikan energi yang dihasilkan persatuan waktu. Nilai energi yang dihasilkan pada kesempurnaan pembakaran $x_b = 1$ dan laju aliran massa bahan bakar sebanyak 4 kg/min sebesar 117600 kJ/min, pada $x_b = 0,75$ sebesar 88200 kJ/min dan pada $x_b = 0,5$ sebesar 58800 kJ/min. nilai energi yang dihasilkan pada kesempurnaan pembakaran $x_b = 1$ dan laju aliran bahan bakar sebanyak 3 kg/min sebesar 88200 kJ/min, pada $x_b = 0,75$ sebesar 66150 kJ/min dan pada $x_b = 0,5$ sebesar 44100 kJ/min. nilai energi yang dihasilkan pada kesempurnaan pembakaran $x_b = 1$ dan laju aliran massa bahan bakar sebanyak 2 kg/min sebesar 58800 kJ/min, pada $x_b = 0,75$ sebesar 44100 kJ/min dan pada $x_b = 0,5$ sebesar 29400 kJ/min. nilai energi yang dihasilkan pada kesempurnaan pembakaran $x_b = 1$ dan laju aliran massa bahan bakar sebanyak 1 kg/min sebesar 29400 kJ/min, pada $x_b = 0,75$ sebesar 22050 dan pada $x_b = 0,5$ sebesar 14700 kJ/min.

Pada nilai Q_i perbedaan laju aliran udara tidak berpengaruh pada perbedaan nilai masing-masing pada kedua percobaan. Karena variabel laju aliran udara tidak ada. Dari selang waktu mulai kisaran menit 20 sampai menit ke-30 energi yang disalurkan hanya berasal dari burner. Saat selang waktu dari menit ke-30 sampai ke-36 burner dimatikan sampai temperatur mencapai kondisi *steady* sehingga jika kita melihat grafik yang ada maka nilai energi yang menuju titik nol. Setelah itu kenaikan

nilai energi di atur secara konstan dengan di aturnya laju aliran bahan bakar sehingga grafik terlihat seperti anak tangga.

5.2.2.2 Nilai $H_i + H_{fi}$

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari laju aliran udara serta nilai enthalpi cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari penjumlahan nilai H_i dan H_{fi} . Nilai H_i diperoleh dari kalkulasi laju aliran massa udara, *specific heat* dari udara, temperatur *ambient* dan temperatur udara yang dimasukkan ke dalam reaktor. Dan untuk nilai H_{fi} di dapat dari kalkulasi jumlah massa cangkang kelapa, jumlah massa *sorbent*, *specific heat* dari cangkang kelapa, temperatur *ambient*, kelembaban permukaan cangkang kelapa, kelembaban permukaan *sorbent* dan nilai enthalpi air.

Nilai yang di dapat dari kalkulasi dari kedua variabel tersebut menunjukkan bentuk grafik yang sama dengan nilai Q_i . pada waktu menit ke-20 sampai menit ke-30an nilai pada berbagai percobaan dengan menggunakan perbedaan laju aliran udara dan kelembaban permukaan elatif sama. Namun nilai energi yang dihasilkan pada laju aliran udara 5,291 m³/min lebih besar dibandingkan dengan nilai pada laju aliran udara 4,891 m³/min. dan juga terlihat dari grafik nilai bahan bakar yang lebih lembab ($M_f = 0,2$) memiliki energi sedikit lebih tinggi dibandingkan dengan bahan bakar yang agak kering ($M_f = 0,1$). Fenomena ini menjelaskan bahwa dengan banyaknya kandungan air pada bahan bakar yang dengan proses fluidisasi dapat menguap dan molekul-molekul air tersebut dapat terpecah menjadi atom hidrogen (H) dan atom oksigen (O) yang akan dapat meningkatkan proses pembakaran.

5.2.2.3 Nilai Q_r

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari radiasi panas yang terjadi pada pembakaran cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari kalkulasi antara luasan permukaan pasir

yang ada dalam reaktor, emisivitas pasir, konstanta boltzman, temperatur bed area dan temperatur *freeboard*.

Nilai Q_r disini diasumsikan sebagai nilai energi yang dikeluarkan dalam bentuk panas radiasi. Jika nilai-nilai dari parameter semakin besar maka hasil radiasi yang ada semakin besar. Jika kita memberikan sebuah garis rulus hasil akumulasi grafik yang ada maka kita akan mendapatkan nilai radiasi yang semakin meningkat dengan adanya pengaruh kenaikan waktu. Adanya penurunan nilai radiasi yang cukup ekstrim diakibatkan adanya kadar volatile yang tinggi pada bahan bakar organik. Volatile merupakan zat yang mudah menguap dan mudah terbakar. Ketika proses pemasukan bahan bakar, zat ini akan menguap dengan cepat dan terbakar. Proses erbakarnya zat ini sering terjadi di *freeboard*. Sehingga terkadang nilai temperatur pada *freeboard* lebih tinggi dari pada nilai temperatur pada bed. Nilai tertinggi dari radiasi yang terjadi sebesar 12000 kJ/min dan untuk nilai terendah dari radiasi yang ada pada titik nol ini diakibatkan faktor yang telah dijelaskan.

5.2.2.4 Nilai Q_{dr}

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari energi yang di lepas dari sisa pembakaran pada pembakaran cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari kalkulasi dari jumlah massa cangkang kelapa, massa *sorbent*, *specific heat* cangkang kelapa, temperatur, dan karakteristik dari hasil pembakaran.

Grafik yang didapatkan menghasilkan grafik yang bentuknya relatif sama antara laju aliran udara 4,891 m³/min dengan laju aliran udara 5,291 m³/min. pada selang waktu awal menit 20 sampai menit ke-30an tidak adanya proses pembakaran dengan menggunakan bahan bakar organik sehingga nilai dari energi sisa pembakaran bernilai nol. Ketika mulai dilakukan operasi dengan menggunakan bahan bakar organik maka grafik mulai menunjukkan kenaikan. Nilai energi hasil sisa pembakaran pada laju aliran udara 5,291 m³/min lebih tinggi dibandingkan dengan nilai energi pada laju aliran udara 4,891 m³/min. hal ini dipengaruhi oleh pembakaran yang lebih

baik yang dihasilkan oleh laju aliran $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ dibandingkan dengan $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$. jika melihat grafik ini secara seksama maka kita akan melihat pola kenaikan nilai Q_{dr} pada saat selang waktu antara pemasukan bahan bakar dan pemasukan bahan bakar berikutnya. Ini diebabka karena proses yang berjalan selang waktu antara itu sudah mencapai temperatur optimum yang bisa di capai pada pembakaran bahan bakar tersebut. Jika tidak adanya proses penambahan bahan bakar maka proses pembakaran akan menurun.

5.2.2.6 Nilai Q_{fg}

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari energi yang di lepas dari gas yang dihasilkan pada pembakaran cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari kalkulasi dari jumlah massa bahan bakar cangkang kelapa yang dimasukkan persatuan waktu (m_c), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari analisa *proximate* dan *ultimate analysis* (X_{ash}), karakteristik sisa pembakaran dari bahan bakar organik yang di dapat dari hasil eksperimen (x_d), massa *sorbent* yang difungsikan untuk mengikat zat sulfur yang terkandung pada bahan bakar limbah organik padat (m_s), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), dan temperatur yang ada pada bed area (T_b), *specific heat* dari cangkang kelapa (C_p), nilai kelembaban permukaan pada bahan bakar cangkang kelapa (M_f), gas dari hasil pembakaran (M_{flue}), *specific heat* dari nilai *flue gas* (C_f), nilai enthalpi dari uap air pada temperatur bed area (H_{tb}).

Grafik yang dihasilkan dari nilai Q_{fg} tidak berbeda jauh dengan bentuk grafik dari Q_{dr} . pada menit awal proses pemanasan nilai Q_{fg} bernilai nol karena tidak adanya bahan bakar organik yang dimasukkan ke dalam reaktor. Seiring dengan operasional maka bahan bakar organik pun di masukkan sehigga kita mulai dapat persebaran nilai dari Q_{fg} dari hasil kalkulasi. Analisa yang dilakukan pada grafik ini tidak berbeda jauh dengan analisa pada grafik Q_{dr} . namun hal yang perlu kita cermati adalah faktor laju aliran udara. Pada grafik ini laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ lebih

dominan menghasilkan energi keluaran. Hal ini dipengaruhi flue gas yang dihasilkan adalah penjumlahan nilai laju aliran udara dan massa yang masuk ke dalam reaktor.

5.2.2.7 Nilai Q_h

Untuk mengetahui berapa jumlah energi yang dihasilkan dari energi yang dilepas pada pembakaran cangkang kelapa maka dilakukanlah perhitungan. Nilai hasil perhitungan tersebut diperoleh dari kalkulasi dari selisih nilai Q_{in} dan Q_{out} dari kalkulasi secara keseluruhan. Dari bentuk grafik yang dihasilkan maka kita dapat berasumsi bahwa energi yang dapat dimanfaatkan relatif sama pada setiap laju aliran dan kelembaban permukaan bahan bakar.

Dalam hal ini kita akan melakukan perbandingan nilai Q_h pada nilai $M_f = 0,1$ antara laju aliran udara sebesar $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan laju aliran udara $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$. Pada proses awal pemanasan grafik menunjukkan penurunan. Hal ini disebabkan energi yang dihasilkan *burner* diserap oleh pasir, dan lingkungan sekitar. Dan ada juga yang di radiasikan ke berbagai arah. Namun pada suatu kondisi dimana *burner* telah mati maka temperatur menunjukkan penurunan sampai mencapai kondisi steady. Mulai lah pemasukan bahan bakar cangkang kelapa dari $1 \text{ kg}/\text{min}$, $2 \text{ kg}/\text{min}$, $3 \text{ kg}/\text{min}$ sampai $4 \text{ kg}/\text{min}$. Dari grafik perbandingan Q_h menunjukkan kenaikan dari energi yang diserap dalam reaktor. Dengan kondisi terbaik dengan laju aliran udara sebesar $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$. Namun nilai yang di dapat tidak berbeda jauh dengan menggunakan laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$. Perbandingan ini di ambil pada kelembaban permukaan bahan bakar yang sama sebesar $0,1$.

Sedangkan untuk grafik pada perbandingan Q_h pada nilai kelembaban permukaan sebesar $0,2$ antara laju aliran udara $4,891 \text{ m}^3/\text{min}$ dan $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ tidak menghasilkan nilai yang terlalu jauh. Namun nilai dengan menggunakan laju aliran udara sebesar $5,291 \text{ m}^3/\text{min}$ dengan kelembaban permukaan bahan bakar sebesar $0,2$ mendapatkan hasil terbaik dengan angka hampir mencapai $100000 \text{ kJ}/\text{min}$.

BAB 6

KESIMPULAN DAN SARAN

6.1 KESIMPULAN

Dalam pembuatan alat *Fluidized Bed Combustor* Universitas Indonesia telah mengalami banyak proses mulai dari proses desain awal, pengujian, eksperimen, re-desain lalu mengalami pengujian dan eksperimen kembali yang semata-mata dengan hal ini diharapkan dapat menciptakan alat *Fluidized Bed Combustor* yang efektif, efisien, ramah lingkungan dan yang pastinya dapat menjadi solusi dari permasalahan terhadap energi terbarukan serta menjadi manfaat dari solusi pengolahan limbah padat organik.

Berbagai macam inovasi dilakukan untuk melakukan pengembangan terhadap alat ini. Dan dalam bagian ini kami sebagai penulis melakukan proses desain pada sistem pendinginan pada bagian pemasukan bahan bakar (*cooling feeder*). Bagian *feeder* menjadi bagian yang penting sebagai proses pemasukan bahan bakar. Jika sistem ini bermasalah maka dapat dipastikan proses operasional juga akan bermasalah. Berlatar belakang hal tersebut maka penulis mencoba memberikan solusi dari permasalahan yang ada. Jalan yang kami lakukan adalah dengan menambahkan bagian *cooling feeder*. Diharapkan dengan modifikasi pada desain ini kendala serta masalah yang ada dapat diselesaikan. Dan juga kita melakukan modifikasi desain dari sekat yang ada pada bagian jalur masukan bahan bakar. Pada desain yang ada sebelumnya terdapat kendala akibat panas tinggi yang berasal dari reaktor mengakibatkan terjadinya kemacetan pada sekat ini. Sehingga sekat ini tidak bekerja sebagaimana mestinya. Oleh karena itu dengan adanya perubahan pada desain sekat yang ada dengan menggunakan sistem *rotation* dua pintu diharapkan permasalahan yang ada dapat di atasi.

Dalam hal ini juga kami melakukan pengembangan dari alat *Fluidized Bed Combustor* dengan melakukan analisa terhadap *heat balance* pada pembakaran limbah padat organik. Dari hasil analisa ini dapat disimpulkan alat *Fluidized Bed Combustor* ini masih dapat berjalan dengan baik. Walaupun ada perlu penambahan-penambahan proses seperti yang di lakukan pada eksperimen pengambilan data agar mencapai kondisi optimum pada pembakaran reaktor ini. Serta dari perhitungan *heat balance* tersebut kita bisa mendapatkan nilai efisiensi dari alat ini. Nilai efisiensi yang didapatkan berada pada kisaran 70% - 80%.

6.2 SARAN

Studi mengenai *Fluidized Bed Combustor* merupakan solusi di masa yang akan datang, sehingga kinerja dan operasional dari *Fluidized Bed Combustor* dapat ditingkatkan. Untuk itu ada beberapa rekomendasi yang akan saya ajukan untuk kepentingan penelitian dan pemanfaatan lebih jauh yakni :

1. Perlunya peningkatan kapasitas dan kualitas instrumentasi dan alat ukur, seperti timbangan, instrumentasi listrik pada laboratorium FBC, untuk kepentingan penelitian yang lebih baik.
2. Perlunya pengadaan instalasi jaringan listrik dan air bersih pada laboratorium pengujian FBC, karena hal ini sangat dibutuhkan untuk praktikan laboratorium di masa mendatang.
3. Perlunya pengembangan berikut terhadap pemanfaatan energi yang dihasilkan pada *Fluidized Bed Combustor* sehingga alat ini dapat di lihat kebermanfaatannya seperti penambahan instrumen pembangkit listrik kecil (*mini power plant*) atau sistem pengeringan.

REFERENSI

1. Basu, Prabir. “Combustion and Gasification in Fluidized Beds” (Taylor & Francis Group 2006).
2. Oka, Simeon N. “Fluidized Bed Combustion” (Marcel Dekker, Inc. 2004)
3. Bruce R. Munson, Donald F. Young, *Mekanika Fluida*, terj. Harinaldi, Budiarmo (Jakarta: Erlangga, 2003).
4. Christian, Hans. “Modifikasi Sistem Burner dan Pengujian Aliran Dingin *Fluidized Bed Incinerator* UI.” Skripsi, Program Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok, 2008.
5. Surjosatyo, Adi. “Fluidized Bed Incineration of Palm Shell & Oil Sludge Waste.” Tesis, Program Magister Engineering Universiti Teknologi Malaysia, 1998.
6. Geldart, D., *Gas Fluidization Technology*, (New York: John Wiley & Sons, 1986).
7. Howard, J. R., *Fluidized Beds – Combustion and Applications*, (London: Applied Science Publishers, 1983).
8. Kunii, Daizo & Octave Levenspiel, *Fluidization Engineering*, (New York: Butterworth-Heinemann, 1991).
9. Robert H. Perry, Don W. Green, *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook* 7th Ed., (Singapore: McGraw-Hill Int., 1997).
10. Incropera, Frank P & David P. Dewitt, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* 5th Ed., (Singapore: John Wiley & Sons., 2002).
11. Lintang Romadan, Arsyah. “Perbandingan Eksperimental Pembakaran Cangkang Kelapa dan Ranting Pohon Dengan Menggunakan Fluidized Bed Combustor.” Skripsi, Program Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok 2009.

LAMPIRAN

Lampiran 1 : Hasil Penelitian untuk Karakteristik Distribusi Temperatur Pembakaran bahan bakar limbah padat organik

1.1 Tabel Distribusi Temperatur Pembakaran Cangkang kelapa pada Laju Aliran Udara sebesar 4,891 m³/min

Putaran blower 3000 rpm								
Laju aliran udara = 4.891 m ³ /min								
Menit	T1	T2	T3	T4	T5	Kondisi	Massa	
21	397	336	280	225	196	Burner menyala		
22	422	387	321	263	231			
23	518	454	404	300	270			
24	564	492	456	327	287			
25	648	564	527	420	303			
26	701	658	601	526	443			
27	720	661	577	464	413			
28	736	655	562	482	415			
29	763	692	579	501	437			
30	817	734	655	488	383			
31	783	692	585	477	364	Burner dimatikan		
32	749	694	570	468	359			
33	753	684	565	465	365			
34	742	686	568	473	386			
35	745	688	574	486	412			
36	747	689	589	496	417	Steady		
37	734	674	606	511	432	Pengambilan data	1 kg	
38	720	645	520	412	351			
39	696	612	516	415	352			
40	699	603	515	413	354			
41	711	605	513	409	348			
42	705	594	507	401	335			
43	698	582	486	397	325		2 kg	
44	688	574	484	405	342			
45	702	595	497	417	356			
46	718	614	530	428	341			
47	731	612	475	393	344			
48	721	580	435	387	347			

49	716	545	390	329	295		3 kg
50	705	530	345	311	278		
51	692	510	345	311	278		
52	699	479	354	300	273		
53	718	587	505	360	312		
54	745	602	556	388	342		
55	732	685	565	425	369		
56	755	712	631	488	416		
57	764	703	602	463	410		
58	753	684	563	446	401		
59	743	662	521	432	388		
60	726	631	496	426	371		
61	704	607	483	425	356		4 kg
62	686	587	473	413	346		
63	674	581	485	406	357		
64	683	579	487	409	342		
65	698	583	496	418	351		
66	725	594	524	469	386		
67	764	631	589	532	413		
68	781	685	645	557	447		
69	776	723	708	586	486		
70	771	685	605	511	454		
71	768	560	471	435	382		
72	784	581	529	477	406		
73	814	709	644	520	485		
74	831	805	728	597	505		
75	819	799	784	672	570		
76	740	623	611	529	471		
77	739	647	505	434	395		
78	733	580	499	431	385		
79	724	604	488	419	377		
80	726	603	470	414	382		
81	711	596	462	409	374		
82	703	587	457	404	370		
83	694	579	450	397	370		
84	684	571	440	399	360		
85	670	559	435	387	356		
86	659	548	421	384	356		
87	652	540	415	380	353		
88	633	523	405	371	343		
89	615	508	394	357	334		
90	602	500	388	353	327		
91	591	489	376	348	323		

laju aliran massa	Rata-rata suhu				
	T1	T2	T3	T4	T5
1 kg/min	710,8333	622,1667	529,5	426,8333	362
2 kg/min	709,6667	592,8333	484,5	404,5	342,5
3 kg/min	729	610,8333	489,4167	389,9167	344,4167
4 kg/min	751,125	645,75	578,875	497,25	422,3125

1.2 Tabel Distribusi Temperatur Pembakaran Cangkang Kelapa pada Laju Aliran Udara sebesar 5,291 m³/min

Putaran blower = 3250 rpm							
Laju aliran udara = 5.291 m ³ /min							
Menit	T1	T2	T3	T4	T5	Kondisi	Massa
21	427	302	274	233	203	Burner menyala	
22	520	442	384	299	267		
23	570	504	442	335	299		
24	672	630	547	404	364		
25	732	606	541	500	437		
26	835	780	685	589	387		
27	809	746	673	564	374	Burner dimatikan	
28	789	723	647	525	360		
29	792	728	632	513	353		
30	768	719	622	517	354		
31	765	717	619	514	356		
32	767	718	621	514	354		
33	766	716	624	512	359		
34	765	715	623	516	381	Steady	
35	757	712	638	527	434	Pengambilan data	1 kg
36	752	718	645	534	444		
37	766	740	651	539	451		
38	779	757	654	542	455		
39	786	768	660	544	457		
40	776	760	668	544	480		
41	769	754	685	606	500		
42	760	736	640	554	487		
43	753	723	630	551	460		2 kg
44	760	710	599	524	437		
45	770	719	592	519	425		
46	783	740	609	525	449		
47	786	751	677	531	472		
48	796	768	769	615	519		
49	791	757	764	603	511		
50	776	750	752	599	505		
51	770	744	750	597	501		

52	768	738	746	583	489		3 kg
53	769	735	733	571	472		
54	779	747	744	578	482		
55	796	765	761	580	515		
56	808	782	773	653	537		
57	813	783	735	612	511		
58	808	766	672	554	485		
59	800	755	661	539	476		
60	793	754	672	535	473		
61	786	764	765	611	506		4 kg
62	775	757	745	634	522		
63	764	731	704	687	510		
64	762	709	661	539	483		
65	774	709	731	532	471		
66	780	781	740	525	464		
67	792	675	634	503	459		
68	796	690	642	515	460		
69	816	702	624	503	452		
70	831	730	620	509	450		
71	828	742	636	504	446		
72	814	730	615	528	471		
73	808	711	623	510	463		
74	799	680	627	518	457		
75	781	687	632	521	462		
76	775	656	613	505	453		
77	751	660	627	501	451		
78	730	663	615	511	456		
79	726	655	610	510	461		
80	711	648	602	505	453		
81	703	639	597	500	449		
82	694	631	590	493	449		
83	684	623	580	495	439		
84	670	611	575	483	435		
85	659	600	561	480	435		
86	652	592	555	476	432		
87	633	575	545	467	422		
88	615	560	534	453	413		
89	602	552	528	449	406		
90	591	541	516	444	402		
91	574	527	502	434	395		
92	562	517	495	430	390		
93	549	502	487	425	401		
94	526	486	471	410	373		
95	513	474	462	404	370		
96	498	462	452	396	366		

laju aliran massa	Rata-rata suhu				
	T1	T2	T3	T4	T5
1 kg/min	768,125	743,125	655,125	548,75	463,5
2 kg/min	776,1111	740,2222	682,4444	562,6667	475,4444
3 kg/min	792,6667	758,3333	721,8889	578,3333	493,3333
4 kg/min	790,1176	712,5882	661,1176	537,9412	469,4118

Lampiran 2 : Analisa *Ultimate* dan *Proximate* Cangkang Kelapa

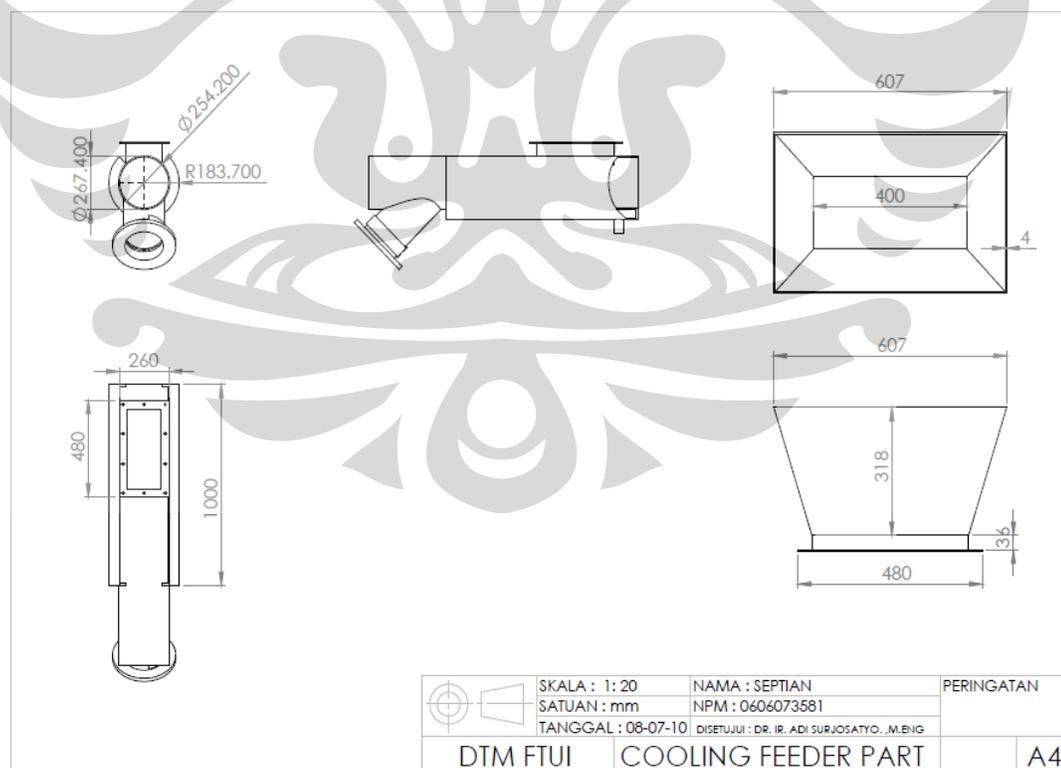
Proximate Analysis

MOISTURE In Analisis	9.8 %
Ash Content	0.8 %
Volatile Matter	70.5 %
Fixed Carbon	18.9 %

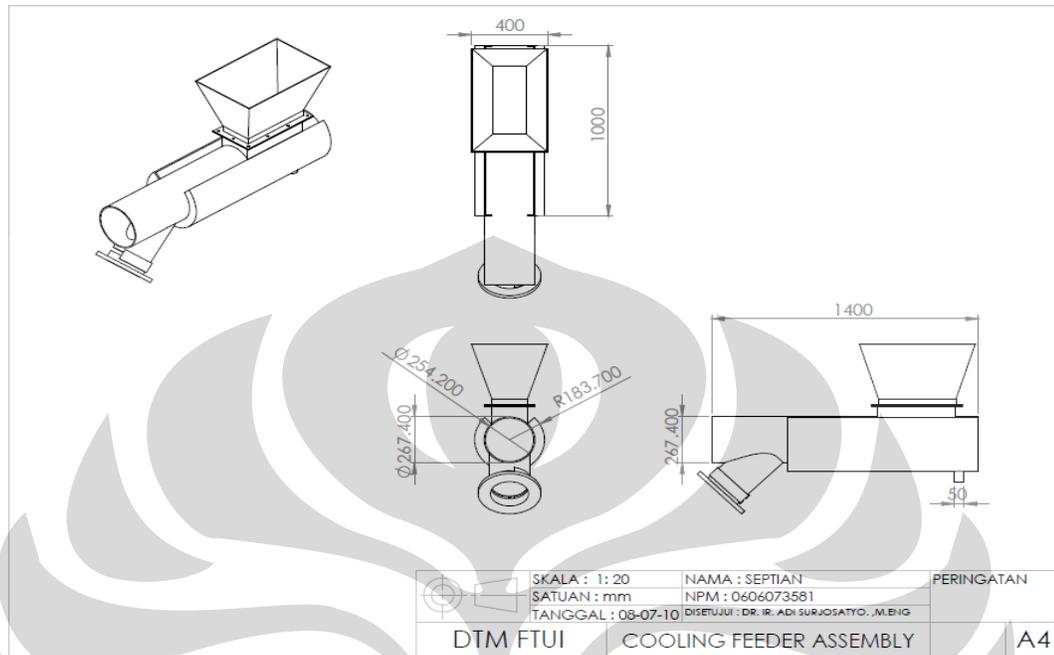
Ultimate Analisis

Carbon (C)	55.87 %
Hydrogen (H)	8.61 %
Nitrogen (N)	0.12 %
Oxygen (O ₂)	33.68 %

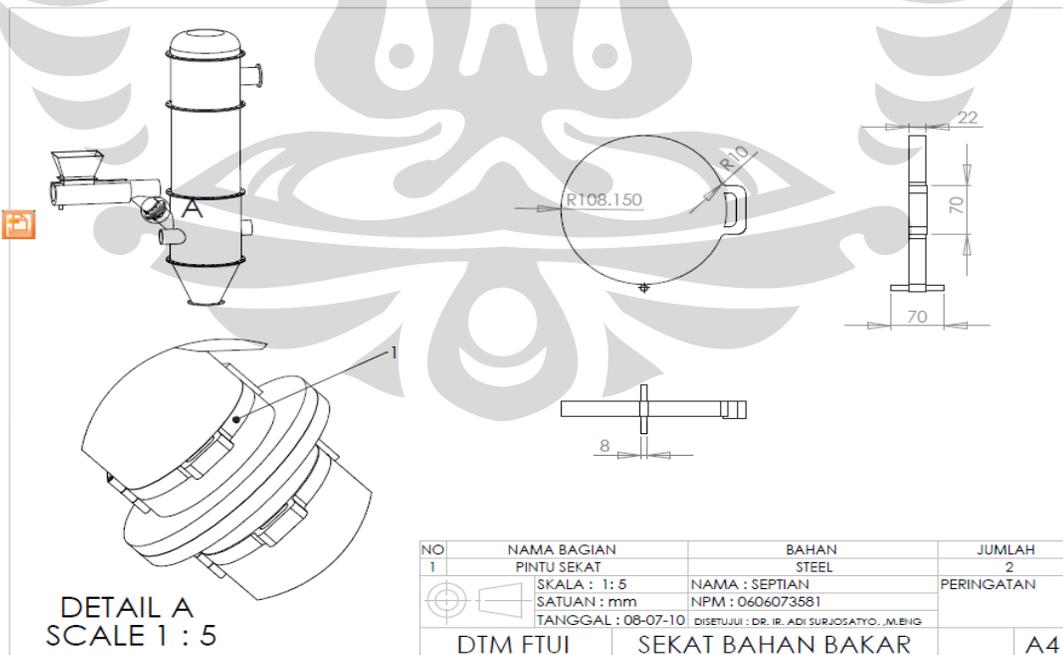
Sumber : Sucofindo

Lampiran 3 : Gambar teknik modifikasi desain *Fluidized Bed Combustor* UI3.1 Gambar bagian-bagian pada *cooling feeder*.

3.2 Gambar desain *cooling feeder*.



3.3 Gambar desain sekat pada laju aliran masuk bahan bakar.



3.4 Gambar desain keseluruhan pada *Fluidized Bed Combustor*

