

47454/14/12



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember



RSM
621.51
Est
a-1

2012

TUGAS AKHIR - TM 091486

**ANALISA PERHITUNGAN PNEUMATIC TRANSPORT
ALIRAN DUA FASE GAS-SOLID (UDARA-SERBUK
BATUBARA) PADA COAL PIPING DI PT. PJB UP
PAITON UNIT 1 DAN 2**

RESTINA ESTININGRUM
NRP. 2109 105 011

Dosen Pembimbing
Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT

JURUSAN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2012

PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	21-1-2012
Terima Dari	H
No Agenda Prp.	-



FINAL PROJECT - TM 091486

**ANALYSIS OF THE CALCULATION OF PNEUMATIC
TRANSPORT FLOW OF TWO PHASE GAS-SOLID
(AIR-COAL POWDER) ON COAL PIPING AT PT. PJB
UP PAITON UNIT 1 AND 2**

**RESTINA ESTININGRUM
NRP 2109 105 011**

**Counsellor
Dr. Wawan Aries widodo, ST., MT**

**MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute Of Technology
Surabaya
2012**

**ANALISA PERHITUNGAN PNEUMATIC TRANSPORT
ALIRAN DUA FASE GAS-SOLID (UDARA-SERBUK
BATUBARA) PADA COAL PIPING DI PT.PJB UP PAITON
UNIT 1 DAN 2**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Bidang Studi Konversi Energi
Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
Oleh :**

**Restina Estiningrum
NRP. 2109 105 011**


Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT
(Dosen Pembimbing)
2. Nur Ikhwan, ST., MEng
(Dosen Penguji)
3. Dr. Ir Heru Mirmanto, MT
(Dosen Penguji)
4. Ary Bachtiar Krishna P., ST., MT
(Dosen Penguji)



[Handwritten signatures and names of the examiners, with dotted lines indicating the signature lines.]

Surabaya, Januari 2012

The background of the page is a repeating pattern of the ITS (Institut Teknologi Sepuluh Nopember) logo and the text 'ITS INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER' in a light blue color. The logos are arranged in a grid-like fashion across the entire page.

ABSTRAK

**ANALISA PERHITUNGAN PNEUMATIC TRANSPORT
ALIRAN DUA FASE GAS-SOLID (UDARA-SERBUK
BATUBARA) PADA COAL PIPING DI PT. UP PJB
PAITON UNIT I & II**

Nama Mahasiswa : Restina Estiningrum
NRP : 2109 105 011
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Dosen Pembimbing: Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT.

Abstrak

Adanya distribusi temperatur pada salah satu dinding boiler di PT. UP PJB Paiton, yang untuk sementara diduga karena adanya penyimpangan pergeseran dari bola api. Ditinjau dari pengamatan satu *pulverizer coal*, salah satu faktor yang menyebabkan ketidakseimbangan tersebut adalah perbedaan tekanan (*pressure drop*) yang tidak sama, sehingga kecepatan yang keluar dari coal pipe tidak seragam. *Pneumatic conveying* merupakan aplikasi untuk aliran dua fase material handling sistem. Penelitian ini menggunakan udara (gas) sebagai media pembawa dan fase padat (solid) berupa serbuk batubara. Dengan memvariasikan ukuran partikel dan laju aliran massa partikel, diharapkan diperoleh visualisasi aliran, penurunan tekanan pada masing-masing *coal pipe*, dan pola aliran.

Data penelitian ini diambil dari PT. UP PJB Paiton Unit 1 dan 2. Setiap unit terdapat lima buah *coal mill* dengan lima elevasi A, B, C, D, dan E. Pada masing-masing elevasi tersebut memiliki empat buah *corner* yang biasa dinamai dengan *corner* 1,2,3, dan 4. Data yang diambil berupa laju aliran massa batu bara dan udara (kg/h) dari masing-masing elevasi, temperatur udara (°C), tekanan (mmWC) pada masing-masing mill, diameter pipa (m), ukuran partikel yang melewati *coal pipe* (mesh). Dari data tersebut dihitung menggunakan persamaan *balance energy* pada ke empat *corner* di masing-masing elevasi.

Dari penelitian ini didapatkan rata-rata pola aliran yang terjadi berupa *dilute phase*, kecepatan minimum dibawah kecepatan maksimal yaitu 21 m/s dan *pressure drop* yang mendekati nilai aktual. Hasil tersebut menunjukkan PT.PJB UP Paiton sudah memenuhi syarat SOP, hanya saja untuk distribusi panas yg tidak merata disebabkan adanya *pressure drop* yang tidak seimbang yang diduga disebabkan oleh diameter orifice yang sudah mulai terkikis, untuk mengatasi hal tersebut dengan cara memodifikasi diameter orifice sehingga nilai β menjadi semakin kecil.

Kata kunci: *Pneumatic conveying, tangential firing, coal pipe, pressure drop, swirl.*

**ANALYSIS OF THE CALCULATION OF PNEUMATIC
TRANSPORT FLOW OF TWO PHASE GAS-SOLID
(AIR-COAL POWDER) ON COAL PIPING AT PT. PJB
UP PAITON UNIT 1 AND 2**

Name : Restina Estiningrum
NRP : 2109 105 011
Department : Teknik Mesin FTI – ITS
Counsellor : Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT.

ABSTRACT

Gas-solid two-phase flow is widely used in the industrial process. It is important to know the parameters for the control of process. One of the applications of two-phase flow is for material handling system called as pneumatic conveying transport. In this method, the medium for handling the material is air. In this research, the solid phase used is bulk of coal. The case is unbalanced temperature distribution on one wall of the boiler at the PT. PJB UP Paiton, which identifiable effect from the pressure drop flow is not swirl, flow pattern, amount of solid flux, particle diameter or minimum transport velocity.

The research data was obtain from the PT. PJB UP Paiton Units 1 and 2. Each unit contained five coal mill with five elevations A, B, C, D, and E respectively. At each elevation has the usual four corners with a corner named after 1,2,3, and 4 respectively. Data taken in the form of coal mass flow rate and air (kg/h) of each elevation, air temperature (°C), pressure (mmWC) at each mill, the pipe diameter (m), particle size that passes through the coal pipe (mesh). From these data calculated using the equation of energy balance on all four corners at each elevation.

Result of this research has been obtained the average flow pattern that occurs in the form of dilute phase, the minimum speed below the maximum speed of 21 m/s and pressure drop

close to the actual value. These results indicate PT. PJB UP Paiton already qualify the SOP, it's just for different distribution of heat caused by the unbalanced pressure drop is thought to be caused by the diameter of the orifice that has begun to erode, to overcome this by modifying the diameter of the orifice so that β value becomes smaller.

Key words: Pneumatic conveying, tangential firing, coal pipe, pressure drop, swirl.

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur hanya milik Allah SWT, Tuhan penguasa alam, yang selalu melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir. Dalam penulisan tugas akhir ini tidak semata-mata karena kemampuan penyusun, melainkan karena adanya bantuan dari berbagai pihak yang telah memberikan dorongan moral, pikiran dan tenaga untuk membantu penyusunan tugas akhir ini sehingga dapat terselesaikan dengan baik. Untuk itu pada kesempatan ini saya ucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT. selaku dosen pembimbing yang telah menyumbangkan waktu, tenaga, serta pikirannya untuk bimbingannya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik.
2. Bapak Bambang Pramujati, ST., MT., PhD. selaku Ketua Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS.
3. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT. selaku koordinator proposal dan tugas akhir.
4. Bapak dosen penguji tugas akhir yang telah memberikan kritik dan saran demi kesempurnaan tugas akhir ini.
5. PT. PJB UP Paiton Unit 1 dan 2, bapak Agus Wibawa, bapak Ide Bagus, bapak CCR, mbak risky (perpus) yang telah membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
6. Semua Bapak dan Ibu dosen Teknik Mesin yang telah memberikan ilmu selama kuliah. Juga untuk seluruh karyawan Teknik Mesin atas pelayanannya.
7. Bapak, ibu, dan kedua saudara tercinta yang telah memberikan dorongan dan semangat tiada batas dan tak terbalaskan, serta doa restunya.
8. Hilmi taqwa buat doa'nya terutama kiriman milo, coklat dan "tali" yang *Amazing* sekali.

9. Mediz, awi, roni, sawon, yayak, fitri, cici, tinot, teman kosan (eva, evita, ira, punny, mita), dudung, jamal, pujo, panjul, jhon, brams, tawon, daka, hakim, kontrakan gang makam, kontrakan bang toyip untuk semua bantuan kalian yang sangat istimewa, kalian yang terbaik, sukses buat kalian semua.
10. Zulfa hamdani (patner tugas akhir) untuk kerjasamanya dari awal sampai terselesaikannya tugas akhir ini. semua teman-teman terbaik di LJ Mesin & Reguler Mesin ITS yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu yang telah berjuang bersama-sama.
11. Seluruh warga Mesin ITS serta berbagai pihak yang belum tertulis dan yang tidak mungkin disebutkan satu persatu yang telah berperan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.

Akhir kata semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua. Penulisan tugas akhir ini masih banyak kekurangan, oleh karena itulah segala kritik dan saran sangat kami harapkan.

Surabaya, Januari 2012

Penulis

The background of the page is a repeating pattern of the ITS (Institut Teknologi Sepuluh Nopember) logo and the text 'ITS INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER' in a light blue color. The logos are arranged in a grid-like fashion across the entire page.

DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL.....	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	4
1.3 Tujuan Penelitian	4
1.4 Batasan masalah	5
1.5 Manfaat Penelitian	5
1.6 Sistematika Penulisan.....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 Dasar Teori.....	7
2.1.1 bahan Baku Proses Produksi Listrik.....	7
2.2 <i>Pneumatic Conveying</i>	12
2.3 Pola Aliran dua Fase (Two Phase Flow) Gas dan Padat.....	13
2.3.1 <i>Dilute Phase System</i>	15
2.3.2 <i>Dense Phase System</i>	16
2.3.3 Pola Aliran Horisontal dan Vertikal.....	17
2.4 Parameter-Parameter Fluidisasi.....	18
2.4.1 Ukuran Partikel	18
2.4.2 Kerapatan Padatan.....	18
2.4.3 Daerah Batas <i>Fluidisasi (Fluidisasi Regimes)</i> ..	18
2.4.4 Massa Jenis.....	19
2.4.5 <i>Viskositas</i>	20
2.4.6 Bilangan Reynold.....	20
2.5 Kecepatan Minimum Pengangkutan (<i>Minimum Transport Velocity</i>).....	21

2.5.1	<i>Saltation Velocity</i>	21
2.5.2	<i>Solid Loading Ratio</i>	22
2.5.3	Terminal Kecepatan Untuk Partikel	22
2.5.4	Kecepatan Minimum Perpindahan	25
2.6	Persamaan Energi Untuk Aliran di dalam Pipa	27
2.6.1	Kehilangan Energi (<i>Head Loss</i>)	29
2.7	<i>Orifices</i>	32
2.8	Penelitian terdahulu	36
BAB III	METODOLOGI PENELITIAN	41
3.1	Langkah penyusunan Tugas Akhir	41
3.1.1	Studi Pustaka	41
3.1.2	Penentuan Parameter Awal	42
3.1.3	Studi Lapangan	42
3.2	Analisa <i>Pressure Drop</i> pada <i>Pneumatic Conveying Transport</i>	44
3.3	Menganalisa <i>Minimum Transport Velocity</i>	46
3.4	Alokasi Waktu Penelitian	46
3.5	Diagram Alir Perhitungan	47
3.6	Batas Perhitungan <i>Pressure Drop</i>	48
BAB IV	PERHITUNGAN DAN ANALISA	49
4.1	Data dan Perhitungan	49
4.1.1	Data primer	49
4.1.2	Panjang Coal Pipe	50
4.2	Analisa perhitungan	54
4.2.1	Perhitungan Properties	54
4.2.2	Perhitungan <i>Solid Loading ratio (SLR)</i>	58
4.3	Perhitungan <i>Terminal Transport Velocity</i>	59
4.4	Perhitungan <i>Minimum Transport Velocity</i>	60
4.5	Perhitungan <i>Head Loss</i> pada Pipa	64
4.6	Perhitungan <i>Pressure Drop</i>	72
4.7	Analisa Grafik	75
4.7.1	Pengaruh variasi Diameter Partikel Batu- bara	75
4.7.2	Pengaruh <i>Pressure Drop</i> terhadap Panjang Coal Pipe	77

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....	81
5.1 Kesimpulan	81
5.2 Saran.....	81
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Komposisi dan sifat dari batubara.....	12
Tabel 2.2	Harga losses coefficient untuk fitting perpipaan pada instalasi	31
Tabel 3.1	Alokasi Waktu Penelitian	46
Tabel 4.1	Data yang diambil pada coal mill A, B, C, D & E....	49
Tabel 4.2	Panjang pada coal pipe tiap coal mill	52
Tabel 4.3	Tinggi pada coal pipe tiap coal mill.....	53
Tabel 4.4	Properties Udara	56
Tabel 4.5	<i>Minimum transport velocity</i> dan pressure drop.....	63
Tabel 4.6	Head loss mayor pada elevasi A dan coal pipe corner 1, 2, 3 dan 4.....	66
Tabel 4.7	Pressure drop yang didapatkan dari <i>minimum transport velocity</i>	67
Tabel 4.8	Head loss minor pada elevasi A dan corner 1, 2, 3 dan 4.....	71
Tabel 4.9	Head loss total pada elevasi A dan corner 1, 2, 3 dan 4.....	72
Tabel 4.10	Pressure drop pada elevasi A (persamaan energy)....	74
Tabel 4.11	Pressure drop pada elevasi A (kec. minimum)	74
Tabel 4.12	Diameter orifice dan pressure drop	79
Tabel 4.13	Modifikasi orifice pada instalasi coal pipe	80

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Gambar Lima Coal Mill dan Burner tampak atas..	7
Gambar 2.2	Elevasi A, B, C, D dan E	8
Gambar 2.3	Proses penggilingan batubara pada coal mill dan proses pengangkutannya	9
Gambar 2.4	Proses Pengumpanan batubara ke ruang bakar.....	10
Gambar 2.5	Paired	11
Gambar 2.6	Kehalusan Batubara	11
Gambar 2.7	Beberapa kemungkinan pola aliran Dilute Phase..	14
Gambar 2.8	General flow regime diagram for a pneumatic conveying system	15
Gambar 2.9	Pola aliran Dilute Phase	16
Gambar 2.10	Pola aliran Dense Phase	16
Gambar 2.11 a.	Horizontal pneumatic conveying (dense phase)	17
Gambar 2.11 b.	Horizontal pneumatic conveying (dilute phase)	17
Gambar 2.11 c.	Vertikal pneumatic conveying.....	17
Gambar 2.12	Daerah Batas Fluidisasi.....	19
Gambar 2.13	Gradien kecepatan pada aliran suatu fluida ber-viskositas.....	20
Gambar 2.14	Drag dan Bouyancy pada partikel	23
Gambar 2.15	Persamaan Energi aliran dalam pipa lurus horizontal berdiameter konstan.....	27
Gambar 2.16	Sistem Pipa Bercabang.....	28
Gambar 2.17	Gambar Universal Orifice (Restriction).....	32
Gambar 2.18	Control Volume pada Orifice Plate	33
Gambar 2.19	Diagram Zens untuk aliran udara serbuk batubara dengan berbagai solid flux	37
Gambar 2.20	Perbandingan diagram Zens untuk serbuk kaca diameter 20 μ m dan 66 μ m	38
Gambar 2.21 a.	Visualisasi pola aliran serbuk batubara dengan diameter 20 μ m	39
Gambar 2.21 b.	Visualisasi pola aliran serbuk batubara dengan diameter 66 μ m	39

Gambar 3.1	Data dari CCR (Central Control Room).....	43
Gambar 3.2	Fire ball imbalance	44
Gambar 3.3	Fire ball balance (swirl)	45
Gambar 3.4	Diagram alir perhitungan	47
Gambar 4.1	Coal pipe dengan 5 elevasi (tampak depan).....	51
Gambar 4.2	Coal pipe tampak atas	51
Gambar 4.3	Coal pipe masuk burner	52
Gambar 4.4	Distribusi pola aliran dilute phase.....	59
Gambar 4.5	Grafik hubungan diameter partikel terhadap kecepatan minimum	76
Gambar 4.6	Grafik hubungan head loss dengan variasi pan- jang.....	77



**BAB I
PENDAHULUAN**

BAB I PENDAHULUAN



1.1 Latar Belakang

Coal Fired Steam Power Plant atau Siklus PLTU Batubara dibangun di Indonesia untuk mencukupi kebutuhan energi Indonesia. Sejak diperkenalkan batubara serbuk (*pulverized coal firing*) pada tahun 1920-an, teknologi ini berkembang dengan baik dan diseluruh dunia terdapat ribuan unit dan lebih dari 90 persen kapasitas pembakaran batu bara yang menggunakan metode ini. Batu bara serbuk mampu menghasilkan peningkatan yang besar pada laju pembakaran dibanding dengan metode terdahulunya yaitu menggunakan stoker-mekanik (*mechanical-stoker*). Metode Stoker ini dianggap kurang efisien karena semua stoker dirancang untuk mengumpankan batu bara secara sinambung ke dalam tanur dan menyingkirkan abu dari tanur. Untuk menghasilkan pembakaran yang efisien, batu bara yang masuk ruang pembakaran harus digiling terlebih dahulu hingga berbentuk serbuk (*pulverized coal*) terutama batu bara kualitas tinggi. Batubara yang sudah digiling menjadi serbuk ditiup dengan udara panas (*primary air*) dari *pulverizer* menuju *combustion burner* melalui *coal piping*. Keuntungan metode pembakaran serbuk antara lain dapat digunakan untuk segala macam ukuran, respon yang cepat terhadap perubahan beban muatan, kemampuan membakar kualitas batu bara, penggunaan suhu udara pemanas awal yang tinggi, efisiensi thermal lebih baik, biaya operasi dan pemeliharaan rendah, dapat dirancang untuk pembakaran bahan-bakar yang bermacam-macam (minyak, gas dan batu bara).

Oleh karena itu maka perlu adanya penelitian terhadap operasional yang menyebabkan ketidak-seragaman pembakaran dalam boiler. Salah satunya adalah beban input bahan bakar yang dialirkan melalui *piping coal* pada masing-masing elevasi

sehingga diketahui *pressure drop*nya, pendistribusian udara dan bagaimana pengaturan alirannya. Sehingga diketahui performa dari mill dalam mendistribusikan bahan bakar ke setiap piping coal supaya didapat aliran yang sempurna dan merata pada elevasi didalam boiler meskipun dimensi dari pipa-pipa tersebut berbeda.

Selama ini banyak penelitian telah dilakukan yang berhubungan dengan *pressure drop* dan pengaruh pola aliran pada aliran dua fase pada pipa vertikal dan horisontal. Secara umum parameter – parameter yang diperhatikan diantaranya debit fluida cair dan gas, viskositas fluida, pola aliran, tegangan geser antar fase dan konfigurasi pipa .

Wang (1997) meneliti partikel padat menggunakan serbuk kaca dengan berat jenis 2500 kg/m^3 . Fijing wang membandingkan karakteristik antara serbuk kaca dengan ukuran diameter $20\mu\text{m}$ dan $60\mu\text{m}$. Apabila solid flux semakin besar maka gradient tekanan minimum semakin besar dan pola aliran mengarah ke pola *dense phase*. Untuk solid flux yang sama, jika kecepatan diturunkan maka gradient tekanan juga akan turun, tetapi jika sampai pada kecepatan kritis, apabila kecepatan diturunkan kembali maka gradient tekanan akan meningkat. Hal ini terjadi karena kerugian tekanan akibat besarnya konsentrasi serbuk kaca lebih besar dibandingkan berkurangnya kerugian tekanan akibat penurunan kecepatan. Selain itu semakin besar solid flux banyak partikel yang keluar dari aliran, hal ini karena semakin dekat dengan dinding kecepatan udara semakin kecil.

Arifvianto dan Indarto (2006) penelitiannya mengkaji tentang proses *fluidisasi* antara lain distribusi partikel dalam aliran, kecepatan aliran gas terhadap penurunan tekanan (*pressure drop*) dan aliran partikel pasir besi-udara sepanjang pipa. Penelitian tersebut menggunakan pasir besi, pipa lurus vertikal, diameter konstan, keadaan adiabatik. Untuk ukuran partikel yang digunakan (0.1896mm dan 0.3103mm) tidak menunjukkan perbedaan karakteristik penurunan tekanan, tetapi partikel dengan diameter rata-rata lebih kecil cenderung debit aliran partikelnya

lebih besar daripada debit partikel dengan diameter lebih besar. Selama proses fluidisasi terjadi *fluktuasi* aliran udara yang cukup besar, terutama pada saat terjadi pola *slug dan turbulent*.

Khasani dan Nurrohman (2007) Penelitian ini menggunakan serbuk batu bara pada pipa lurus vertikal. Seperti penelien Fujing wang untuk kecepatan *superficial* yang sama apabila solid flux diperbesar maka gradien tekanan juga semakin besar. Pola aliran *dense phase* terjadi pada tipe non slugging dan pada *dilute phase*, jika kecepatan superficial udara diturunkan maka gradient tekanan juga akan berkurang. Tetapi, untuk *dense phase* jika kecepatan superficial diturunkan maka gradient tekanan akan meningkat.

Xiao-Bo Qi et al (2008) mengkaji tentang gesekan antara aliran *gas-solid* dan *circulating fluidized bed downer wall*. Pada penelitiannya gesekan antara aliran *gas-solid* diukur secara langsung, selain itu juga meneliti tentang konsentrasi solid pada kondisi actual di *circulating fluidized bed*. Metode yang digunakan adalah menggunakan sebuah model untuk memprediksikan *pressure drop* akibat gesekan antara suspensi gas-padat dengan kondisi *fully developed* dan dinding downer pada kondisi *developed* dengan menggunakan *blausius correlation*. Hasil dari penelitian menunjukkan bahwa gesekan antara suspensi *gas-padat* dan dinding downer tersebut menyebabkan penyimpangan yang signifikan pada konsentrasi padatan dari kondisi aktualnya, terutama kondisi operasi dengan *superficial gas velocity* yang tinggi dan *solid circulation rate*. Selain itu penelitiannya juga menunjukkan bahwa diameter partikel memiliki pengaruh yang berbeda pada *frictional pressure drop* dibawah perbedaan *superficial gas velocity*.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan utama yang dibahas pada Tugas Akhir ini adalah terjadi peningkatan temperatur dinding burner pada posisi tertentu di PT. PJB UP Paiton, Sehingga hal yang perlu dianalisa untuk mengatasi masalah tersebut adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana pengaruh perbandingan kecepatan partikel pada pembakaran yang tidak merata akibat pressure yang tidak sama dari masing-masing corner setiap elevasi.
2. Bagaimana mengidentifikasi distribusi panas yang tidak merata pada dinding-dinding burner di PT. PJB UP Paiton Unit 1 dan 2, supaya terbentuk pola aliran *Swirl*.
3. Bagaimana pengaruh ukuran partikel terhadap gradient kecepatan solid flux.
4. Bagaimana pengaruh laju massa partikel dan udara terhadap pola aliran didalam coal pipe.
5. Bagaimana grafik variasi ukuran diameter batubara terhadap *minimum transport velocity* dan pressure drop pada setiap *coal pipe*.

1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan penulisan Tugas Akhir ini untuk mengetahui karakteristik aliran dua phase pada pneumatic conveying di dalam coal pipe yang mempengaruhi ketidakseimbangan pada pembakaran didalam burner. Sehingga untuk mendapatkan aliran dengan pola pusaran (*swirl*) maka pada Tugas Akhir ini akan difokuskan pada beberapa hal berikut ini antara lain:

1. Kecepatan minimum udara dapat mengangkat batubara, sehingga dapat dibandingkan dengan kondisi actual yang terjadi di PT. PJB UP Paiton.
2. Membandingkan Exiting pressure drop pada setiap coal pipe.
3. Mengetahui ketidakseimbangan pressure drop.

4. Modifikasi ketidakseimbangan *pressure drop* pada instalasi perpipaan pada exiting coal pipe.

1.4 Batasan Masalah

Beberapa batasan yang digunakan dalam penelitian ini adalah:

1. Udara diasumsikan memiliki sifat inkompresibel dan tetap sifat-sifatnya.
2. Diameter pipa sepanjang aliran konstan.
3. Tidak ada reaksi kimia yang terjadi antara serbuk batubara dan udara.
4. Partikel berbentuk bulat.
5. Sistem dalam keadaan adiabatik.
6. Batubara dalam keadaan kering.
7. Orifice yang digunakan jenis plate universal.

1.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat yang diperoleh dari penelitian ini adalah:

1. Menambah pemahaman tentang perhitungan *pressure drop* terhadap kecepatan aliran yang keluar dari coal pipe pada boiler.
2. Menambah pemahaman tentang proses *pneumatic conveying* terutama pada *coal piping*.
3. Menambah pengetahuan mengenai aliran dua fase (gas-padat) pada *system pneumatic conveying*.

1.6 Sistematika Penulisan

Penulisan tugas akhir ini terdiri dari lima bab dengan masing-masing bab dibagi menjadi beberapa sub bab dengan sistematika penulisan berikut ini :

BAB I PENDAHULUAN

Berisi latar belakang permasalahan, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, manfaat penelitian dan sistematika penulisan

BAB II DASAR TEORI

Berisi teori-teori yang mendukung penelitian secara umum, persamaan energy, pola aliran, kecepatan kritis minimum dalam pengumpanan batubara.

BAB III METODOLOGI

Berisikan penjelasan tentang prosedur analisa, data yang diperoleh dari PT. PJB UP Paiton dan diagram alir perhitungan.

BAB IV PERHITUNGAN DAN ANALISA

Berisi tentang perhitungan balance pressure drop pada coal pipe, dengan menggunakan persamaan energy dan *minimum transport velocity*. Dari perhitungan tersebut dilakukan analisa untuk membandingkan apakah sesuai dengan SOP PT. PJB UP Paiton, selain itu untuk mengetahui pola aliran dan kecepatan minimum partikel.

BAB V PENUTUP

Berisikan kesimpulan dari hasil analisa dan saran dari hasil perhitungan.



BAB II
TINJAUAN PUSTAKA

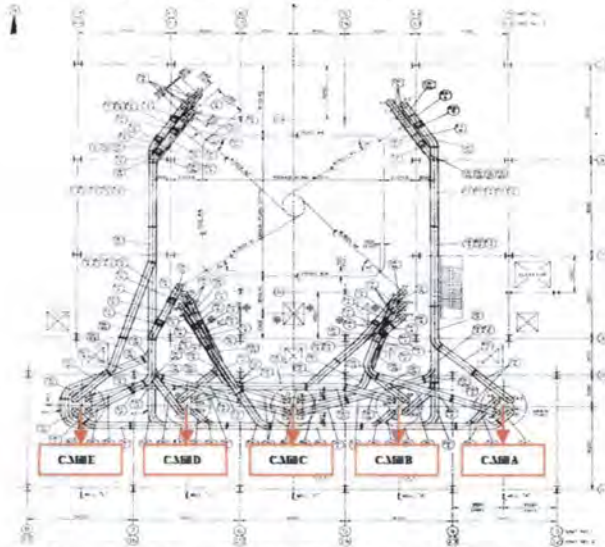
BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Dasar Teori

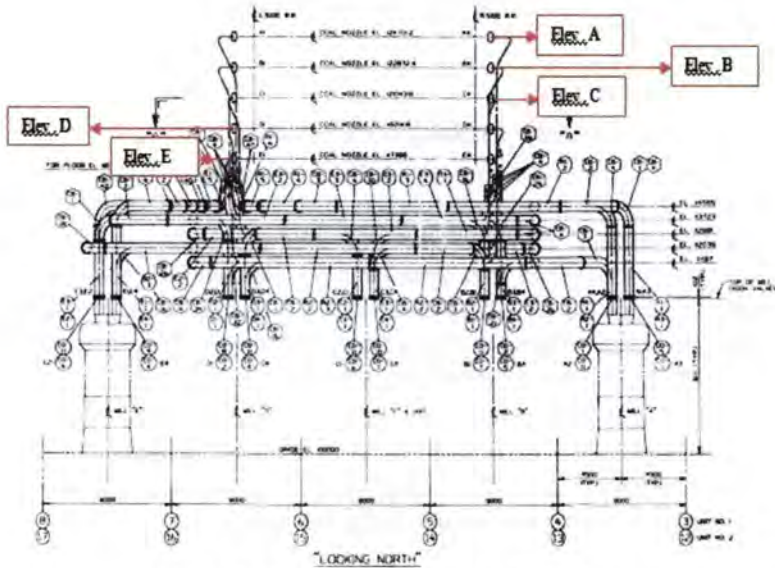
2.1.1 Bahan Baku Proses Produksi Listrik

Secara umum, prinsip kerja pembangkitan daya di unit 1 dan 2 Paiton adalah pembakaran batubara pada *Boiler* untuk memanaskan air sampai di atas titik didihnya sehingga dihasilkan uap panas, kemudian uap tersebut digunakan untuk menggerakkan turbin yang berfungsi menghasilkan energi mekanis untuk menggerakkan generator. Pada generator inilah dihasilkan energi listrik dengan prinsip perubahan garis-garis gaya magnet.

Pada penelitian tentang keseimbangan bola api bada boiler (*swirl*) ini perlu adanya pemahaman mendalam tentang proses produksi pada PLTU Paiton, terutama yang berhubungan dengan perancangan *coal pipe* (pipa batubara).



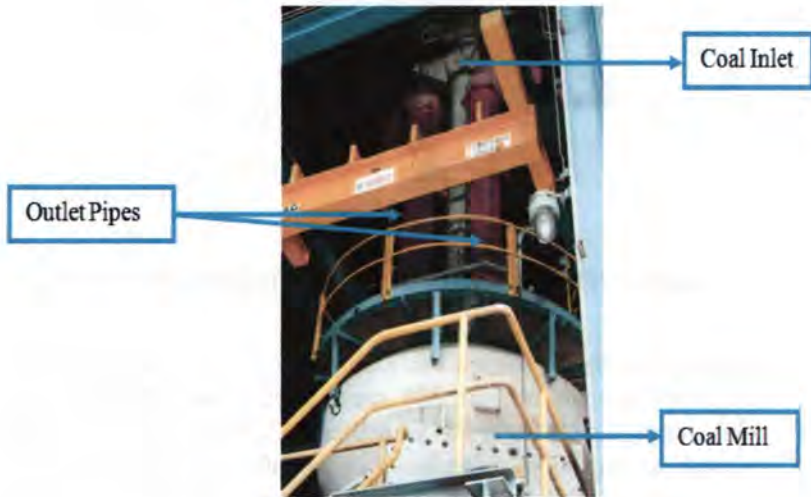
Gambar 2.1 Lima Coal Mill dan Burner tampak atas



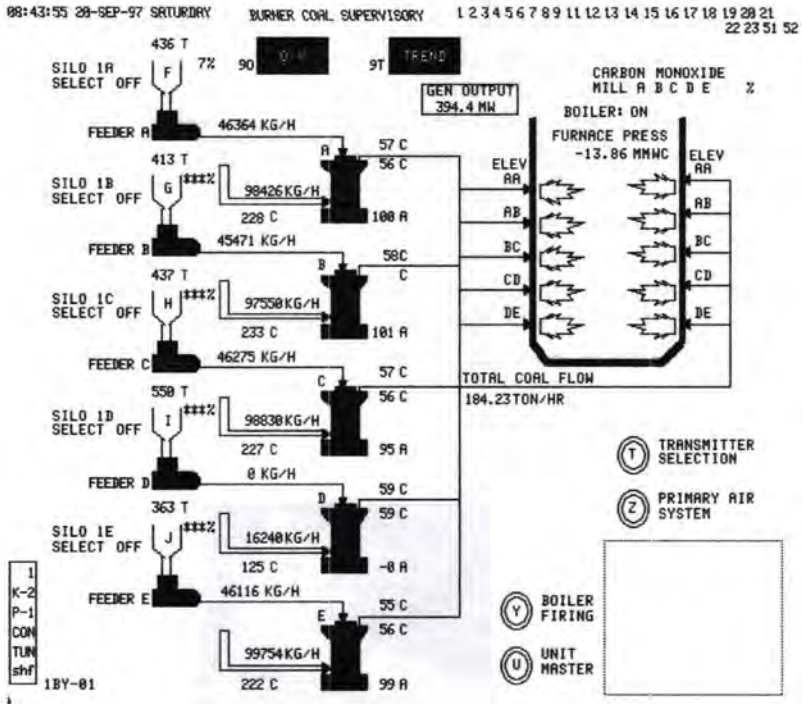
Gambar 2.2 Elevasi A, B, C, D dan E

Komponen utama yang diperlukan untuk proses produksi di PLTU Paiton antara lain solar, air dan batubara. Solar digunakan untuk memulai proses *firing* pada boiler hingga ruang bakar boiler (*furnace*) mencapai 30% dari suhu maksimum yang dibutuhkan pada ruang bakar boiler. Air murni (*denim*) dibutuhkan sebagai pengisi boiler setelah dilakukan pemurnian dengan penyaringan dan system penukar ion dalam satu unit pengolahan air (Water Treatment Plant). *Demineralized Water* yang telah memenuhi spesifikasi sebagai *output* dari WTP disalurkan melalui system air pengisi ke dalam boiler. Sedangkan batubara setelah diangkut dari CHBC (*Coal Handling Control Board*) akan mengisi Silo. Dari Silo batu bara dialirkan menuju *feeder*, fungsi dari *feeder* adalah untuk mengontrol banyaknya batubara yang masuk pada mill, selain itu pada *feeder* terdapat sensor yang berfungsi mendeteksi bahan selain batu bara, dan jika

terdapat bahan selain batu bara maka *feeder* akan membuang bahan tersebut sehingga batubara yang masuk ke dalam mill benar-benar murni dari campuran bahan lain yang dapat merusak mill. Pada mill batu bara digiling menjadi serbuk, setelah itu batu bara yang sudah berbentuk serbuk akan didorong oleh gaya *centrifugal* dan udara *primary air fan* menuju coal pipe untuk masuk ke dalam ruang bakar (*Furnace*) boiler yang selanjutnya proses *firing*. Selain bertujuan untuk membawa batubara ke furnace, *primary air fan* juga berfungsi sebagai pemanas awal batubara. Dengan temperatur *primary air fan* yang cukup tinggi, diharapkan batu bara mengalami proses *drying* sehingga saat keluar dari *coal nozzle* dan masuk ke *furnace*, batu bara sudah kering (tidak ada *moisture*).



Gambar 2.3 Proses penggilingan batu bara pada *coal mill* dan proses pengangkutannya



Gambar 2.4 Proses pengumpanan batubara ke ruang bakar

Standart batubara yang masuk melewati coal pipe sejumlah lebih dari 70% dengan ukuran 200 mesh. Sedangkan batubara yang tidak terangkut (batu bara yang berat, kerikil, dll) selanjutnya dibuang ke paired yang letaknya di bawah coal mill. Dari paired disalurkan ke *Sub Merge Scrapper Conveying (SSC)* bersama dengan batubara yang yang tidak terbakar di Boiler dan batubara yang tidak tergiling di Mill, selanjutnya diteruskan lewat *Bottom Ash Conveyor* dan di buang ke *Bottom Ash Silo*.



Gambar 2.5 Paired



Gambar 2.6 Kehalusan Batubara

Ditinjau dari komposisi susunan kimia batubara, terdiri dari tiga komponen utama yaitu senyawa air (moisture), senyawa batubara (coal substance), dan zat mineral (mineral matter). Semakin bagus kualitas batubara maka komposisi coal substance nya cenderung semakin besar, sedangkan semakin jelek kualitas batubara maka komposisi senyawa air dan zat mineralnya semakin banyak. Prosentase unsur-unsur kimia penyusun batubara tersebut ternyata sangat mempengaruhi performance

suatu *power plant*. Pengaruhnya bisa berupa penurunan efisiensi peralatan (misal: pada *Boiler*), maupun naiknya beban kerja peralatan (misal pada : *Electrostatic Presipicator / ESP dan Mill*).

Klasifikasi batu bara menurut *basic properties* dibedakan menjadi tiga, antara lain: *high rank, medium rank, dan low rank*. Batu bara low rank memiliki nilai kalor rendah (<5827 kcal/kg) dan moisture tinggi (15~40%). Design awal batu bara PLTU Paiton adalah 5246~6045 kcal/kg. PLTU Paiton saat ini menggunakan batubara *Low Rank* tipe Subbituminous.

Tabel 2.1 Komposisi dan Sifat dari Batubara^[8]

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

2.2. *Pneumatic Conveying*

Aplikasi yang digunakan sebagai transportasi batubara pada dasarnya menggunakan *pneumatic conveying transport*. Prinsip kerjanya adalah dengan memindahkan material dari satu tempat ke tempat yang lain dengan menggunakan udara bertekanan seperti perpindahan cairan di dalam pipa.

Pneumatic Conveying memiliki kelebihan dalam memindahkan material yaitu, bebas debu, sangat fleksibel (dapat memindahkan secara vertikal maupun horizontal dengan penampahan belokan (*bend*) pada saluran pipa), ekonomis, perawatannya mudah, pada satu saluran pipa dapat digunakan untuk berbagai macam produk (*multiple use*), material

dipindahkan dalam ruang tertutup sehingga kerugian karena hilangnya material kecil, tidak banyak bagian dari conveyor yang bergerak dan dapat bekerja secara otomatis.

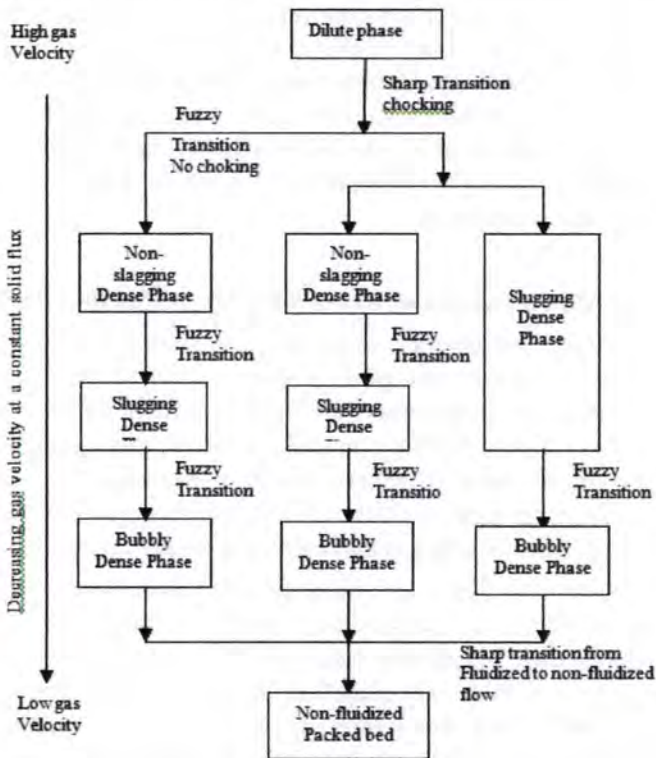
Kerugiannya adalah daya yang dibutuhkan sangat besar (kapasitasnya berkisar 1 s/d 400 ton per jam di atas jarak kurang dari 1000m dengan ukuran partikel rata-rata kurang dari 10mm), peralatannya mudah aus apabila terkena material abrasif, kurang baik untuk memindahkan material yang lembab, mudah menggumpal dan lengket, ukuran partikelnya terbatas dan dapat menyebabkan *particle degradation*, apabila terjadi *blocking* mengakibatkan pipa pecah.

2.3 Pola Aliran Dua Fase (*Two Phase Flow*) Gas dan Padat

Pada *pneumatic conveying transport* aliran yang dilewatkan melalui coal pipe adalah campuran batubara dan udara. Campuran aliran seperti itu disebut sebagai aliran dua fase. Aliran dua fase ini lebih kompleks dibandingkan dengan satu fase, karena terdapat interaksi antar fase, deformasi permukaan, pergerakan antar fase, ketidak seimbangan fase yang disebabkan oleh bercampurnya fase gas dan cair yang tidak homogen.

Bilangan Reynolds yang semula pada aliran satu fase merupakan fungsi dari viskositas, berat jenis fluida dan diameter pipa, maka pada aliran dua fase juga dipengaruhi oleh interaksi antar fase dan akan menghasilkan fenomena pola aliran yang berubah-ubah. Oleh karenanya penting untuk mengetahui dan memprediksi pola aliran yang terjadi sepanjang aliran sehingga dapat mengetahui hubungannya dengan pressure drop pada aliran tersebut. Pressure drop tersebut digunakan untuk memperkirakan *power consumption*. *The power consumption* (penurunan tekanan persatuan panjang pipa) untuk percepatan partikel dapat menjadi terlalu signifikan nilainya dibandingkan dengan kondisi aliran *fully developed*. Selain itu *pressure drop* pada saat aliran melewati belokan dan percabangan akan tinggi dikarenakan adanya perlambatan aliran (tumbukan partikel dengan dinding).

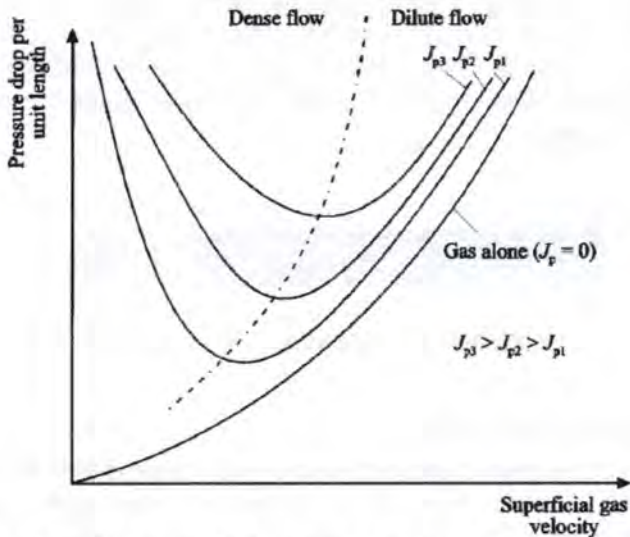
Pada sistem *pneumatic conveying* pembentukan pola aliran dalam aliran dua fase (gas-solid) secara garis besar dapat dibagi menjadi dua yaitu dilute phase dense phase. Lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 2.7:



Gambar 2.7 Beberapa kemungkinan pola aliran dalam aliran *pneumatic conveying*. *Choking system* (sebelah kanan) dan *non choking system* (sebelah kiri)^[10]

Pada gambar 2.7 maka pola aliran yang semula *dilute phase* akan menuju ke *dense phase*. Sedangkan untuk diagram

aliran pada pneumatic conveying dapat dilihat pada gambar 2.8 berikut:



Gambar 2.8 General flow regime diagram for a pneumatic conveying system^[10]

2.3.1 Dilute phase system

Hampir material apapun dapat ditransfer oleh dilute phase, dikarenakan fase ini hampir dapat mengalirkan material apapun didalam sebuah sistem perpipaan, terlepas dari bentuk ukuran partikel, atau kepadatan. Pada fase ini partikel ditekan dan dihisap oleh udara melalui saluran pipa. Kecepatannya yang diperlukan relative tinggi sehingga kebutuhan daya juga tinggi, tetapi hampir tidak ada batasan untuk berbagai material yang dapat dipindahkan. Karena sedikitnya partikel dan tingginya kecepatan itulah perhitungan fase ini menggunakan pendekatan system aliran suspensi uniform sepanjang pipa. Dalam system perhitungan, dilute phase ini didapat jika perbandingan antara laju

aliran massa material dan laju aliran massa udara kurang dari 15 ($\mu < 15$)^[7].

Pada fase ini terdapat kontak antara material yang dipindahkan dengan saluran pipa, terutama belokan (*bend*), dan material abrasif. Dengan partikel yang sangat kecil akan ada beberapa dampak tetapi dengan partikel besar terdapat gaya gravitasi dan akan cenderung untuk 'melompat' di sekitar saluran pipa horisontal.



Gambar 2.9 Pola aliran *Dilute Phase*.

2.3.2 *Dense phase system*

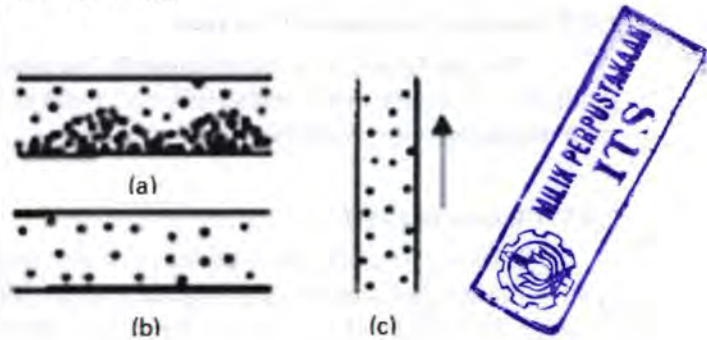
Dense phase, banyak material juga dapat ditransport pada fase ini dimana mempunyai kecepatan yang lebih rendah dibandingkan dilute phase. Pada *dense phase conveying*, yang juga disebut sebagai *non-suspension flow*. Dimana kecepatannya di bawah *saltation velocity*. *Saltation velocity* adalah kecepatan yang sebanding dengan minimum deposit velocity, kecepatan tersebut dimulai dari terjadinya pelompatan partikel pada aliran horisontal akibat adanya endapan didasar pipa yang mengakibatkan distribusi aliran tidak *uniform* sepanjang penampang pipa pengangkut.



Gambar 2.10 Pola aliran *Dense Phase*.

2.3.3 Pola Aliran Horizontal dan vertikal

Pola aliran dan pressure drop pada aliran dua fase, terjadi pada pipa vertikal maupun pipa horizontal. Pola aliran didalam pipa horizontal, gerakan partikel tidak selalu lurus dalam arah horizontal, melainkan partikel terus - menerus jatuh ke bagian bawah dalam pipa oleh gaya gravitasi, tegangan geser, atau bertumbukan dengan bagian bawah dalam pipa dan masuk kembali ke dalam aliran udara yang mengalir didalam pipa. Akibatnya konsentrasi partikel yang lebih tinggi terjadi pada bagian bawah dari pada di bagian atas pipa. Kecuali pada aliran *dilute phase* dimana partikel-partikel halus mengalir dengan kecepatan yang sangat tinggi.



Gambar 2.11:

- (a). *Horizontal pneumatic conveying pada dense phase*
- (b). *Horizontal pneumatic conveying pada dilute phase*
- (c). *Vertical pneumatic conveying*^[7]

Dalam transportasi pneumatik horizontal didalam pipa. Aliran gas harus dapat mengatasi kekuatan tarik, gaya gesek, serta gaya yang mana disebabkan massa partikel dan percepatan partikel. Untuk membentuk aliran partikel yang sempurna, dibutuhkan kecepatan gas yang tinggi untuk mengangkat partikel-partikel solid yang terjebak dibawah dalam pipa. Berbeda dengan

transportasi pneumatik vertikal didalam pipa Kekuatan tarik, gaya gesek, dan grafitasi dikombinasikan untuk menghasilkan pressure drop yang lebih tinggi. Aliran partikel menggantungkan sepenuhnya pada aliran gas, karena arah gaya grafitasi sejajar dengan arah aliran gas. Oleh karena itu, untuk mentranport mass flow rate dari partikel solid, dibutuhkan kecepatan gas yang lebih rendah untuk mengangkat partikel solid hingga ke atas dari pada horizontal transport. Akan tetapi pada pneumatic vertikal distribusi konsentrasi partikel sudah mendekati uniform. Aliran gas dan solid partikel sudah dapat diperlakukan sebagai aliran satu dimensi.

2.4 Parameter-Parameter Fluidisasi

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

2.4.1 Ukuran partikel

Ukuran partikel dan kehalusan suatu partikel sangat penting pengaruhnya untuk pembakaran, ukuran partikel tersebut biasanya dinotasikan dengan satuan mesh, μm , dan mm.

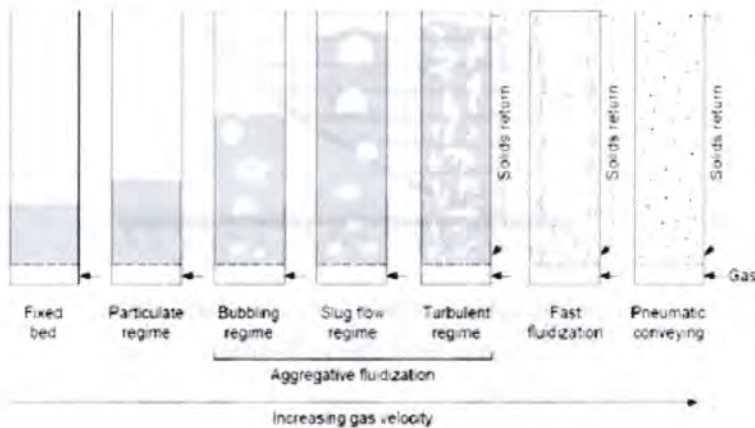
2.4.2 kerapatan Padatan

Kerapatan padatan biasanya dibedakan menjadi *bulk density* dan *particle density*. *Bulk density* (ρ_b) merupakan pengukuran berat dari keseluruhan pertikel dibagi dengan volume partikel. Kerapatan partikel atau *particle density* (ρ_p) merupakan berat dari suatu partikel dibagi volumenya dan menyertakan lubang atau pori-pori.

2.4.3 Derah batas fluidisasi (*fluisization regimes*)

Pada kecepatan gas rendah, suatu padatan dalam pipa akan berada dalam keadaan konstan atau tetap. Seiring dengan

bertambahnya kecepatan gas, gaya seret mengimbangi berat hamparannya. Pada fluidisasi minimum, *bulk* memperlihatkan pergerakan yang minimal dan sedikit mengembang. Begitu seterusnya *bulk* akan mengembang saat kecepatan aliran gas dinaikkan dan mengalami daerah batas fluidisasi dari *fixed bed* sampai *pneumatic conveying*. Cara setiap daerah batas fluidisasi berbeda-beda menurut kecepatan aliran gas, seperti terlihat pada gambar berikut.



Gambar 2.12 Daerah Batas fluidisasi^[2]

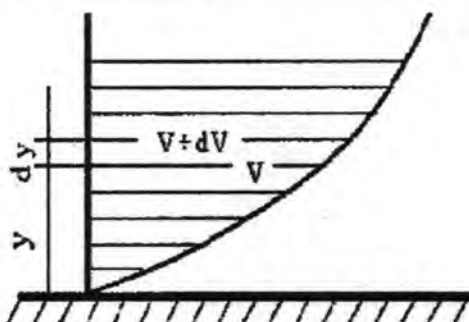
2.4.4 Massa Jenis

Massa jenis yang dinotasikan dengan ρ , didefinisikan sebagai massa persatuan volume. Dengan mengasumsikan bahwa udara sebagai gas ideal maka massa jenis dapat dicari dengan persamaan^[6]:

$$\rho = \frac{1}{v} = \frac{P}{R_g T} \quad (2.1)$$

2.4.5 Viskositas

Viskositas adalah kemampuan suatu fluida untuk menahan geseran atau bergeser terhadap lapisan-lapisannya. Viskositas ini dinyatakan dalam perbandingan antara tegangan geser (τ) dengan gradient kecepatan (dv/dy). Yang dapat ditunjukkan oleh gambar 2.13^[9]:



Gambar 2.13. Gradient kecepatan pada aliran suatu fluida berviskositas

Persamaan viskositas dinamika (μ)^[9]:

$$\mu = \frac{\tau}{dv/dy} \quad (2.2)$$

Sedangkan untuk viskositas kinematis (ν) adalah viskositas dinamis (μ) dibagi dengan massa jenis yang mana dapat dirumuskan dengan persamaan^[6]:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.3)$$

2.4.6 Bilangan Reynolds

Bilangan Reynolds adalah parameter non-dimensi yang menyatakan Perbandingan antara gaya inersia dan gaya viskos

yang terjadi pada fluida. Persamaan bilangan reynold dirumuskan sebagai berikut^[6]:

$$Re = \frac{\rho VD}{\mu} = \frac{4\dot{m}}{\pi\mu D} \quad (2.4)$$

Dimana:

μ = Viskositas dinamis (kg/m.s)

\dot{m} = Laju aliran massa

D = Diameter pipa (m)

2.5 Kecepatan Minimum Pengangkutan (*Minimum Velocity Transport*)

Kecepatan minimum pengangkutan (*minimum velocity transport*) pada partikel didefinisikan untuk perhitungan fenomena transisi pada partikel. Kecepatan minimum transport merupakan kecepatan gas rata-rata minimum yang diperlukan untuk mencegah pengakumulasian lapisan partikel stasioner atau pergeseran partikel pada bagian bawah saluran pipa horizontal. Kecepatan minimum perpindahan nilainya adalah sama dengan saltation velocity, dimana dalam saltation velocity juga terdapat pada transmisi system pneumatic. Kecepatan aliran gas yang diperlukan untuk membawa partikel pada kondisi awal diam adalah lebih besar dari *saltation velocity* karena adanya penambahan gaya *interparticle* atau gaya pada partikel dan dinding (seperti gaya kohesi dan gaya *van der waals*) yang harus diatasi selama pengangkutan partikel. Pada bagian ini, model sederhana dari kecepatan minimum perpindahan dan pengangkutan dibahas lebih mendalam.

2.5.1 *Saltation Velocity*

Dense phase pada pneumatic conveying terjadi pada kecepatan di bawah *saltation velocity*. Dimana besar saltation

velocity dapat dicari dengan menggunakan persamaan dari Rizk^[6]:

$$\mu_s = N_{FRS} \sqrt{gd} \quad (2.5)$$

$$\mu_s = \frac{1}{10^\delta} \left(\frac{v_s}{gD} \right)^\kappa \quad (2.6)$$

dengan:

$$\delta = 1.44d + 1.96 \quad (2.7)$$

$$\kappa = 1.1d + 2.5 \quad (2.8)$$

dimana:

μ_s = solid loading

v_s = saltation gas velocity

d = partikel diameter in (mm).

Untuk kondisi aktual maka range toleransi yang diberikan adalah 50-60%.

2.5.2 Solid Loading Ratio

Solid loading ratio (μ_s) dapat didefinisikan sebagai perbandingan laju aliran massa padat terhadap laju aliran massa gas^[6].

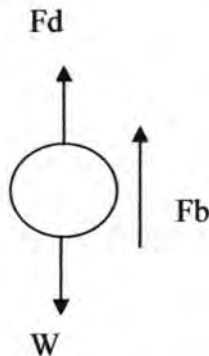
$$SLR = \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} \quad (2.9)$$

Pada pola *dilute phase* terjadi jika *SLR* rendah, jika *SLR* tinggi maka pola aliran menuju ke *dense phase*. Sehingga *SLR* ini memberikan indikasi tentang konsentrasi padatan dalam campuran.

2.5.3 Kecepatan Terminal Untuk Partikel

Dalam dinamika fluida objek bergerak pada kecepatan terminal apabila kecepatannya konstan akibat adanya gaya penahan dari fluida yang bergerak. Sebuah benda jatuh bebas

mencapai kecepatan terminal ketika gaya ke bawah dari gravitasi (F_g) sama dengan gaya ke atas drag (F_d). Hal ini menyebabkan gaya netto pada objek yang akan nol, yang mengakibatkan percepatan nol. Ketika kecepatan terminal mencapai berat benda adalah seimbang dengan gaya apung (buoyancy) keatas dan kekuatan tarik (drag force).



Gambar 2.14 Drag dan *buoyancy* pada partikel

$$\triangleright W = F_d + F_b \quad (2.10)$$

Dimana: W = berat benda (partikel)

F_b = daya apung benda (*buoyancy force*)

F_d = kekuatan tarik benda (*drag force*)

Jika benda yang jatuh berbentuk bola, Gaya-gaya pada partikel dapat dideskripsikan menjadi:

\triangleright Kekuatan tarik (*drag force*)^[8]

$$F_d = C_d \frac{1}{2} \rho U_{pt}^2 A \quad (2.11)$$

$$F_d = 3\pi\mu U_{pt} d \quad (2.12)$$

Dengan:

$$Cd = \frac{24}{Re} \text{ dan } A = \frac{1}{4} \pi d^2 \quad (2.13)$$

➤ Daya apung benda (*buoyancy force*)^[8]

$$Fb = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_g g \quad (2.14)$$

➤ Berat benda^[8]

$$Fb = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_p g \quad (2.15)$$

Persamaanya menjadi^[8],

$$= Fd + Fb$$

$$\frac{\pi}{6} d^3 \rho_g g = 3\pi\mu U_{pt} d + \frac{\pi}{6} d^3 \rho_p g \quad (2.16)$$

$$U_{pt} = \frac{\frac{\pi}{6} d^3 g (\rho_p - \rho_g)}{3\pi\mu d} \quad (2.17)$$

Untuk U_{pt} dengan:

$$U_{pt} = \frac{d_t^2 (\rho_p - \rho_g) g}{18\mu} \quad , Re_t < 2$$

$$U_{pt}^{1.4} = 0.072 \frac{d_t^{1.6} (\rho_p - \rho_g) g}{\rho^{0.4} \mu^{0.6}} \quad , 2 < Re_t < 500$$

$$U_{pt}^2 = 3.03 \frac{d_t (\rho_p - \rho_g) g}{\rho} \quad , 500 < Re_t < 2 \times 10^5$$

Dimana:

$$Re_t = \frac{vd}{\nu} \quad , \text{ untuk Average air velocity } (v) \rightarrow v = \frac{\dot{V}}{A}$$

Dimana: d = Diameter partikel (*spherical object*)

g = Gaya gravitasi

- ρ = Massa jenis fluida
 ρ_g = Massa jenis gas (udara)
 ρ_p = Massa jenis partikel
 C_d = Kekuatan tarik (*drag coefficient*)
 U_{pt} = Kecepatan (untuk terminal kecepatan V_t)
 A = Luas area partikel

2.5.4 Kecepatan minimum perpindahan

Pergerakan benda padat secara vertikal pada aliran pegas horizontal dipengaruhi dengan kuat oleh perbandingan antara kecepatan terminal (U_{pt}) dengan kecepatan gesek (U_f) [Blatch, 1906; Chien and Asce, 1956]. *circular pipe*, kecepatan rata-rata dapat ditentukan dari kecepatan gesek oleh [Taylor, 1954].

$$\frac{U}{U_f} = 5 \log \left(\frac{\rho D_d U}{\mu} \right) - 3.90 \quad (2.19)$$

$$U = U_f \left[5 \log \left(\frac{D_d U}{\nu} \right) - 3.90 \right] \quad (2.20)$$

Dimana U_f adalah kecepatan gesekan berdasarkan massa jenis campuran (*mixture density*)

$$U_f = \sqrt{\frac{\tau_w}{\alpha_p \rho_p + (1 - \alpha_p) \rho}} = \sqrt{\frac{D_d \Delta P}{4L [\alpha_p \rho_p + (1 - \alpha_p) \rho]}} \quad (2.21)$$

$$U_f = U_{f0} \left[1 + 2.8 \left(\frac{U_{pt}}{U_{f0}} \right)^{\frac{1}{3}} \sqrt{\alpha_p} \right] \quad (2.22)$$

Fungsi kecepatan gesekan pada kondisi transport minimum^[12],

$$\frac{U_f}{U_{f0}} = 1 + 2.8 \left(\frac{U_{pt}}{U_{f0}} \right)^{\frac{1}{3}} \alpha_p^{\frac{1}{2}} \quad (2.23)$$

$$U_{f0} = \left[100 U_{pt} \left(\frac{v}{dp} \right)^{2.71} \right]^{\frac{1}{3.71}} \quad (2.24)$$

Dimana U_{pt} , U_{f0} merupakan partikel kecepatan terminal, kecepatan transport dalam kondisi minimum dan kondisi tidak ada partikel (*zero solids particle*)^[12].

$$\frac{U_{pt}}{U_{f0}} = 4.90 \left(\frac{d_p}{D_a} \right) \left(\frac{D_a U_{f0} \rho}{\mu} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho} \right)^{0.23} \quad (2.25)$$

$$\text{untuk } d_p > \frac{5\mu}{\rho U_{f0}}$$

$$\frac{U_{pt}}{U_{f0}} = 0.01 \left(\frac{d_a U_{f0} \rho}{\mu} \right)^{2.71} \quad (2.26)$$

$$\text{untuk } d_p < \frac{5\mu}{\rho U_{f0}}$$

Sedangkan untuk *pressure drop* per unit panjang^[12]:

$$\frac{\Delta P}{L} = [\alpha_p \rho_p + (1 - \alpha_p) \rho] \frac{4U_f^2}{Dd} \quad (2.27)$$

Dimana:

d_p = diameter partikel (m)

D_d = diameter pipa (m)

ν = viscositas kinematik

μ = viscositas dinamik

ρ_p = density partikel (kg/m³)

ρ = density gas (kg/m³)

U = kecepatan pengangkutan

U_f = kecepatan gesekan pada *minimum transport velocity*

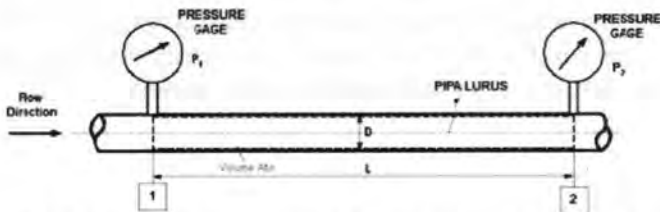
U_{f0} = kecepatan gesekan pada *minimum transport velocity* pada saat konsentrasinya 0 (*zero solid concentration*)

U_{pt} = kecepatan terminal partikel

ΔP = *pressure drop*

α_p = fraksi volume partikel

2.6 Persamaan Energi untuk aliran di dalam pipa.



Gambar 2.15 Persamaan Energi aliran dalam pipa lurus-horisontal berdiameter konstan^[3].

Saluran fluida yang biasanya berpenampang bundar, dirancang untuk menahan perbedaan tekanan yang sangat besar melintasi dinding-dindingnya tanpa mengakibatkan perubahan bentuk. Apabila suatu penampang dialiri oleh fluida maka dinding pipa akan mengalami gesekan sehingga mengakibatkan

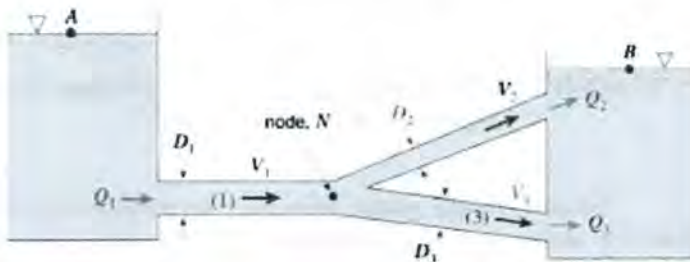
kehilangan energy, dari gagasan tersebut biasa diterapkan persamaan energi. Persamaan energi yang menggambarkan gerak partikel diturunkan dari persamaan gerak. Persamaan energi ini merupakan salah satu persamaan dasar untuk menyelesaikan masalah yang ada dalam hidraulika^[3].

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{\overline{V_1^2}}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{\overline{V_2^2}}{2g} + z_2 + \sum h_l + \sum h_{lm} \quad (2.28)$$

Dimana:

- z = elevasi (tinggi pipa) (m)
- P = tekanan fluida
- V = kecepatan fluida (m/det)
- g = percepatan gravitasi (m/det²)

Salah satu aplikasinya, aliran pada pipa batubara (*coal pipe*). Aliran tersebut didistribusikan dari satu induk, kemudian aliran didistribusikan menjadi empat cabang pipa, yang biasa disebut *corner* dan aliran-aliran tersebut tidak bergabung kembali seperti pipa parallel. Kondisi seperti ini menggambarkan jenis aliran pipa bercabang, yang ditunjukkan pada gambar 2.16^[11].



Gambar 2.16 Sistem pipa bercabang

Dalam hal ini laju aliran melalui pipa (1) sama dengan jumlah laju aliran melalui pipa-pipa (2) dan (3), atau $Q_1 = Q_2 + Q_3$. Seperti dapat dilihat dengan menuliskan persamaan energi antara permukaan setiap tangki penampung. Kerugian head untuk pipa (2) harus sama dengan kerugian head untuk pipa (3), meskipun ukuran-ukuran pipa dan laju aliran mungkin berbeda untuk setiap pipa, artinya:

$$\frac{P_A}{\gamma} + \frac{\overline{V_A^2}}{2g} + z_A = \frac{P_B}{\gamma} + \frac{\overline{V_B^2}}{2g} + z_B + h_{L_1} + h_{L_2}$$

Untuk sebuah partikel fluida yang melalui pipa (1) dan (2), sementara

$$\frac{P_A}{\gamma} + \frac{\overline{V_A^2}}{2g} + z_A = \frac{P_B}{\gamma} + \frac{\overline{V_B^2}}{2g} + z_B + h_{L_1} + h_{L_3}$$

Untuk fluida yang melalui pipa (1) dan (3). Persamaan-persamaan ini dapat dikombinasi sehingga menghasilkan $h_{L_2} = h_{L_3}$. Kondisi tersebut menjelaskan bahwa partikel-partikel fluida yang mengalir melalui pipa (2) dan partikel yang melalui pipa (3) seluruhnya berasal dari kondisi yang sama pada pertemuan dari pipa-pipa tersebut dan seluruhnya berakhir pada kondisi akhir yang sama.

2.6.1 Kehilangan Energi (*Head Loss*)

Kehilangan energi dapat dibagi menjadi:

1. *Head loss mayor* (h_i) adalah kehilangan energi karena gesekan dengan dinding/batas pipa yang menyebabkan pengurangan *Head* dari aliran.

2. *Head loss minor* (h_{lm}) adalah kehilangan energi karena perubahan aliran akibat bentuk dari *fitting* perpipaan.

Sehingga persamaannya dapat dituliskan menjadi:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{\bar{V}_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{\bar{V}_2^2}{2g} + z_2 + \sum h_l + \sum h_{lm}$$

Persamaan *Head loss mayor* akibat gesekan pada pipa dapat ditentukan sebagai berikut:

$$h_{lm} = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\bar{V}^2}{2g} \quad (2.29)$$

Keterangan:

- D = diameter pipa (m)
- L = panjang pipa (m)
- V = kecepatan fluida (m/det)
- Re_m = *Reynold Number Mixture* (Re untuk campuran *gas-solid*)
- f = untuk campuran *gas-solid friction factor*, f_{g+p} dapat didefinisikan menurut persamaan Blasius (Xiao-bo et al (2008) yaitu:

$$f_{g+p} = \begin{cases} \frac{4}{Re_m} & \text{untuk } Re_m \leq 2300 \\ \frac{0.0791}{Re_m^{0.25}} & \text{untuk } Re_m > 2300 \end{cases}$$

Dimana nilai $Re_m = \frac{D\rho_m V_m}{\mu_g}$, ρ_m = massa jenis campuran dan V_m = kecepatan actual *gas-solid*.

Persamaan untuk menghitung *head loss minor* akibat bentuk dari *fitting* perpipaan :

$$h_{tm} = K \frac{\bar{v}^2}{2g} \quad (2.30)$$

$$h_{tm} = f \cdot \frac{Le}{D} \cdot \frac{\bar{v}^2}{2g} \quad (2.31)$$

Keterangan:

D = diameter pipa (m)

L = panjang pipa (m)

V = kecepatan aliran (m/det)

g = gravitasi (m/det²)

k = koefisien kehilangan energi sekunder, tergantung oleh jenis penyebab kehilangan energinya.

Head loss minor di instalasi diakibatkan karena adanya perubahan penampang pipa (*entrance*), belokan pipa (*pipe bends*), *gate valve*, *enlargement* dan lain-lain. dimana nilai dari masing-masing *losses coefficient* dapat dilihat pada tabel 2.2 berikut ini :

Tabel 2.2. Harga *Losses Coefficient* Untuk *Fitting* Perpipaan Pada Instalasi^[3] :

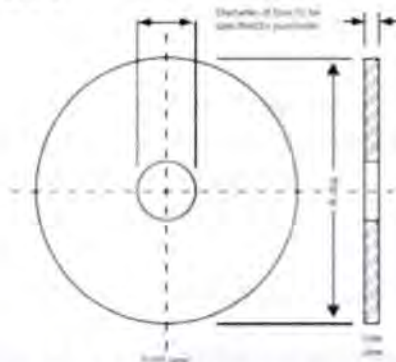
<i>Fitting</i> Perpipaan	Harga <i>Losses Coefficient</i> atau karakteristik <i>fitting</i> perpipaan
<i>Pipe bends 90°</i>	$L_e/D = 30$; $K = 1,5$
<i>Pipe bends 45°</i>	$L_e/D = 16$; $K = 0,4$
<i>Gate valve, entrance</i>	$K = 0,15$; $K = 0.5$

2.7 Orifice

Pengukuran laju aliran fluida merupakan hal terpenting dalam proses flow control. Pengukuran ini bertujuan untuk mengetahui berapa kapasitas fluida yang dialirkan untuk mendapatkan harga pengukurannya (measuremen variable). Aliran pada umumnya diukur berdasarkan besarnya kecepatan fluida yang melewati luas penampang tertentu.

Pada umumnya metode yang digunakan oleh perusahaan-perusahaan pembangkitan untuk menyeimbangkan aliran pada pipa batu bara menggunakan orifice, karena orifice ini dapat membatasi aliran udara dan batubara pada masing-masing pipa.

Orifice yang digunakan pada aliran pada coal pipe (pipa batu bara) biasanya berbentuk pelat tipis dengan lubang pada tengahnya (restriction). Orifice disini digunakan untuk mengukur laju aliran volumetric, untuk melihat keseimbangan antara aliran udara, dan batu bara.

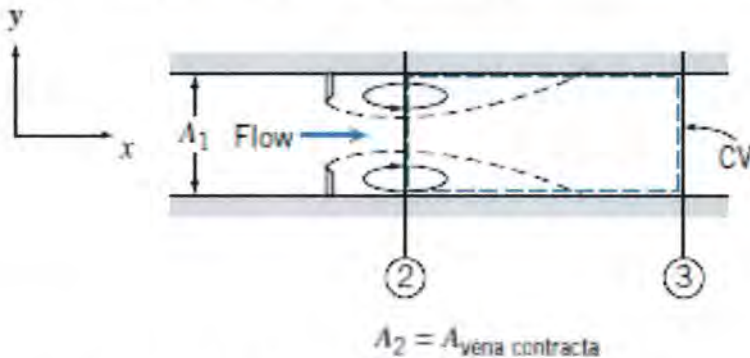


Gambar 2.17 Universal Orifice (restriction)^[9]

Universal orifice plate memiliki profil lubang yang lurus dan dirancang pada *fitting orifice* atau *plate holders* dari *ring-type joint (RTJ) orifice flange*. Sejak orifice ini dipasang diameter luar harus seragam untuk nilai tekanan dalam ukuran tertentu. Pada pemasangannya harus ditentukan terlebih diameter internal

meter tube (*internal diameter of the meter tube*), karena harus disegel (*orifice plate sealing unit*). Penyegehan diameter internal unit ini harus sama dengan meter tube dan *orifice fitting*.

Besarnya hilang tekan (*pressure loss*) yang diakibatkan oleh adanya penyempitan area fluida pada orifice. Pada universal orifice karena bentuk lubangnya yang lurus, maka besarnya hilang tekan permanen ini cukup besar sehingga perbedaan antara tekanan upstream dan downstream cukup mencolok. Dalam hal ini aliran fluida dalam keadaan dicekik (*choked flow*). Fungsi utama dari restriction orifice adalah membatasi aliran (*limiting flow*). Fungsi pembatasan tekanan ini merupakan konsekuensi antara *pressure drop* dan *flowrate*. Fenomena *choked flow* sendiri adalah terjadinya *mass flowrate* yang konstan meskipun downstream *pressure*-nya menurun akibat *sonic velocity*. Dalam aplikasi riilnya di plant, fungsi pembatasan aliran dan pembatasan tekanan sama-sama dapat diterapkan dengan menggunakan universal Orifice. Profil lubang pada orifice jenis ini menyebabkan perbedaan tekanan fluidanya.



Gambar 2.18 Control Volume pada *Orifice Plate*

Persamaan aliran untuk fluida *incompressible* yang melewati pipa, menggunakan persamaan dasar Bernaulli^[9] untuk:

$$P_1 + \frac{1}{2}\rho V_1^2 = P_2 + \frac{1}{2}\rho V_2^2 \quad (2.32)$$

$$P_1 - P_2 = \frac{1}{2}\rho C_2^2 - \frac{1}{2}\rho V_1^2 \quad (2.33)$$

Dengan: $Q = A_1 V_1 = A_2 V_2$

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho V_2^2}{2} \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \right] \quad (2.34)$$

$$V_2 = \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)/\rho}{1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2}} \quad (2.35)$$

Untuk:

$$\dot{m}_{theo} = \rho V_2 A_2$$

$$\dot{m}_{theo} = \rho \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2 \right]}} A_2$$

$$\dot{m}_{theo} = \frac{A_2}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^2}} \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (2.36)$$

$$\dot{m}_{theo} \propto \sqrt{\Delta P} \quad (2.37)$$

Sehingga:

$$\dot{m}_{act} = \frac{CA_t}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_t}{A_1} \right)^2}} \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (2.38)$$

$$\dot{m}_{act} = \frac{CA_t}{\sqrt{1 - \beta^4}} \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (2.39)$$

$$\dot{m}_{act} = KA_t \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (2.40)$$

Jadi Pressure drop orifice:

$$(P_1 - P_2) = \left(\frac{(\dot{m}_{act})^2 (1 - \beta^4)}{C^2 A_t^2 2\rho} \right) \quad (2.41)$$

Dengan:

$$\beta = \frac{D_t}{D_1} \text{ jadi: } \left(\frac{A_t}{A_1} \right)^2 = \left(\frac{D_t}{D_1} \right)^4 = \beta^4$$

$$K = K_\infty + \frac{1}{\sqrt{1 - \beta^4}} \frac{b}{Re_{D_1}^n}$$

Untuk Orifice Plate, nilai Discharge Coefficient^[3]:

$$C = 0.5959 + 0.0312\beta^{2.1} - 0.184\beta^8 + \frac{91.71\beta^{2.5}}{Re_{D_1}^{0.75}} \quad (2.42)$$

Dimana:

d = Diameter lubang orifice

ΔP = Pressure drop orifices

C = Discharge Coefficient

K = Flow Coefficient

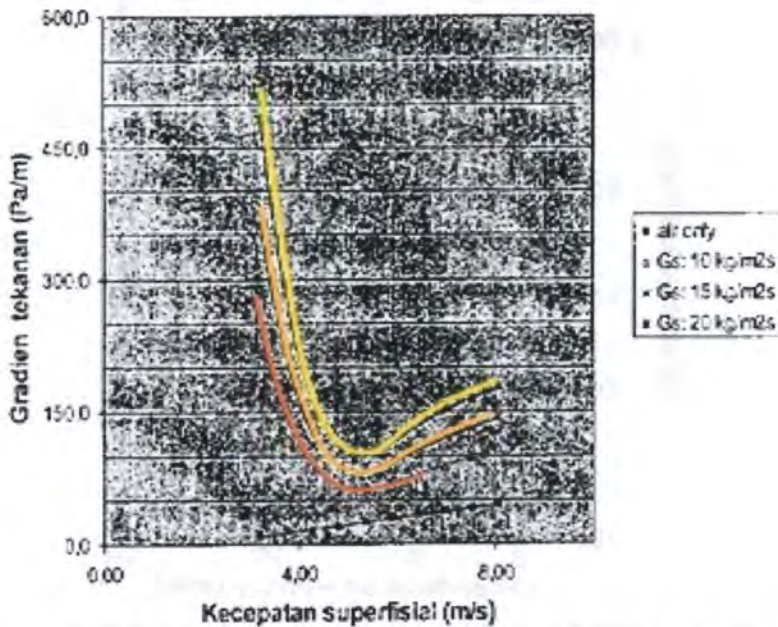
2.8 Penelitian Terdahulu

Khasani dan Nurrohman pada tahun 2007 melakukan penelitian Studi karakteristik aliran dua fase gas padat (udara-serbuk batubara) pada pipa lurus vertikal.

Penelitiannya menggunakan serbuk batubara dan udara. Serbuk batubara tersebut disaring dengan nomer mesh 20, 25, 35, 40 dan 50. Dari hasil perhitungan didapatkan ukuran diameter rata-rata partikel 0.5861mm. Kemudian massa jenis serbuk batubara di timbang dan diambil 3 buah sampel. Setiap sampel dimasukkan ke dalam gelas ukur 250ml yang telah diisi oleh air sebanyak 80ml. Pertambahan volume yang terjadi pada gelas ukur tadi adalah volume dari serbuk batubara.

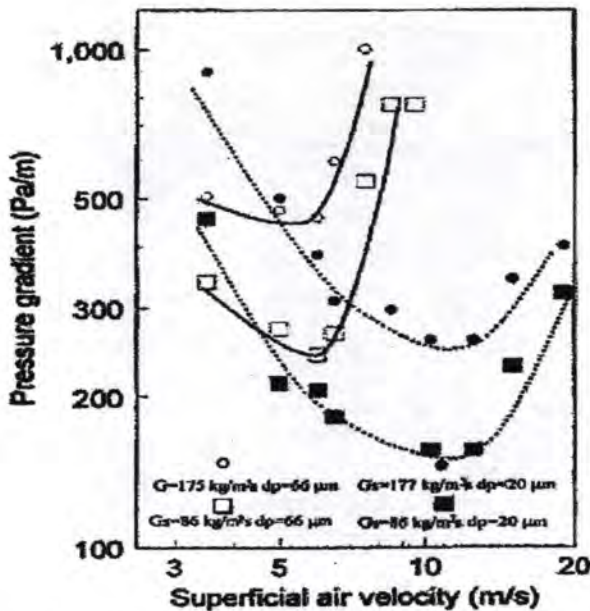
Metode percobaan yang digunakan Khasani dan Intan Nurrohman bervariasi. Penelitian tersebut awalnya menggunakan persamaan Darcy Weisbach, hasil percobaan factor gesekan antara percobaan dan teori cukup mendekati. Percobaan yang kedua menggunakan udara saja yang hanya dilewatkan pipa tanpa serbuk batu bara. Percobaan yang ketiga menambahkan *solid flux* untuk kecepatan superficial yang sama akan meningkatkan gradient tekanan. Percobaan keempat menggunakan diagram zens (Zens dan Othmer, 1960), diagram tersebut dapat menjelaskan atau mendeskripsikan karakteristik pada system pneumatik conveying, selain itu juga dapat mengetahui besarnya nilai gradient minimum untuk tiap *solid flux* yang sama.

Dari hasil percobaan tersebut didapatkan hasil dimana untuk kecepatan superficial yang sama, jika *solid flux* diperbesar maka gradient tekanan juga akan bertambah besar; pola aliran *dense phase* yang terjadi adalah tipe *non slugging*, karena kecepatan udara sudah tidak mampu lagi untuk mengangkut semua partikel, maka partikel yang tirangkut akan jatuh atau keluar dari aliran turun pada bagian dinding pipa; Pada diagram zens jika *solid flux* diperbesar maka gradient tekanan minimum juga akan meningkat; dan pada dilute phase, jika kecepatan superficial udara diturunkan maka gradient tekanan juga akan berkurang. Tetapi untuk *dense phase* jika kecepatan superficial diturunkan maka gradient tekanan akan meningkat. Seperti terlihat pada gambar 2.19^[6]



Gambar 2.19 Diagram zenz untuk aliran udara serbuk batubara dengan berbagai solid flux^[6]

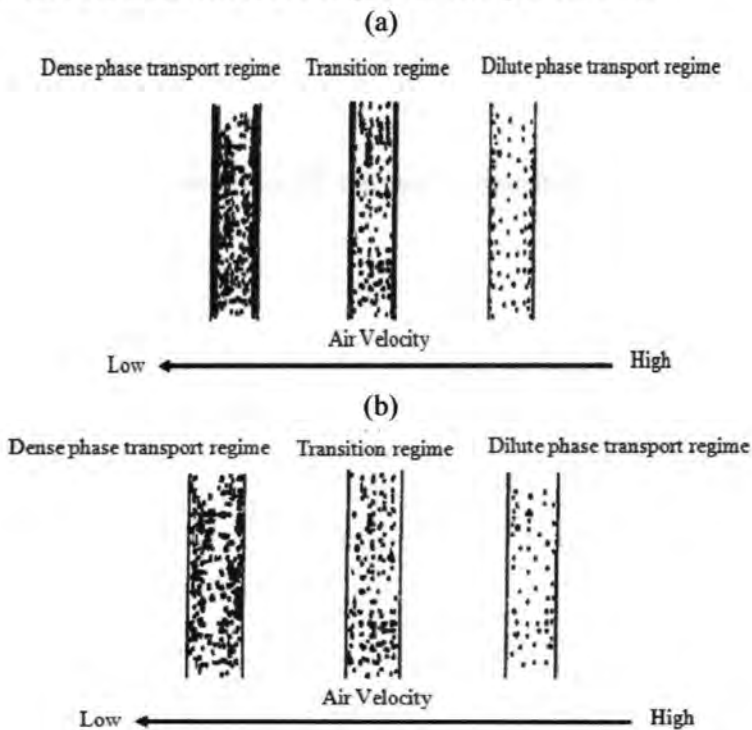
Fujing Wang pada tahun 1997 juga melakukan penelitian tentang study karakteristik aliran dua fase gas padat pada pipa lurus vertikal. Pada penelitiannya partikel padat yang digunakan adalah serbuk kaca dengan berat jenis 2500 kg/m³. Fujing Wang membandingkan karakteristik antara serbuk kaca dengan ukuran diameter 20 μ m dan 66 μ m. Pola aliran yang terjadi pada penelitian yang dilakukan oleh Fujing Wang dapat dilihat pada gambar 2.20.



Gambar 2.20 Perbandingan diagram Zens untuk serbuk kaca diameter $20\mu\text{m}$ dan $66\mu\text{m}$ ^[10]

Hasil yang didapat dari penelitiannya bahwa semakin besar solid flux maka gradient tekanan minimum semakin besar. Untuk solid flux yang sama, serbuk kaca dengan ukuran $20\mu\text{m}$ titik gradient tekanan minimumnya berada pada kecepatan yang lebih tinggi yaitu 11 m/s tetapi gradient tekananya lebih kecil. Serbuk kaca dengan diameter $66\mu\text{m}$ titik gradient tekanan minimumnya berada pada kecepatan 6.5 m/s. Untuk solid flux yang sama, jika kecepatan diturunkan maka gradient tekanan juga akan akan ikut turun, tetapi jika sudah sampai pada kecepatan kritis, jika kecepatan diturunkan lagi maka gradient tekanan akan meningkat. Hal ini terjadi dikarenakan kerugian tekanan karena besarnya konsentrasi serbuk kaca lebih besar dibandingkan berkurangnya kerugian tekanan karena penurunan kecepatan.

Selain itu apabila *solid flux* semakin diperbesar maka pola aliran akan mengarah ke pola *dense phase*. Hal ini berlaku untuk serbuk kaca dengan ukuran $20\mu\text{m}$ dan $60\mu\text{m}$. Pada waktu *solid flux* masih rendah, kecepatan udara masih mampu untuk membawa semua material. Seiring dengan bertambahnya *solid flux* maka sedikit demi sedikit partikel mulai keluar dari aliran. Semakin besar *solid flux* maka partikel yang keluar dari aliran juga semakin banyak. Pada saat partikel keluar dari aliran, partikel sebagian besar turun melalui dinding pipa, hal itu terjadi karena semakin dekat dengan dinding kecepatan udara semakin kecil. Pola aliran tersebut ditunjukkan oleh gambar 2.22.



Gambar 2.21 Visualisasi pola aliran serbuk batubara dengan diameter (a) $20\mu\text{m}$ dan (b) $66\mu\text{m}$ ^[10]

The background of the page is a repeating pattern of the ITS (Institut Teknologi Sepuluh Nopember) logo and the text 'ITS INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER' in a light blue color. The logos are arranged in a grid-like fashion across the entire page.

BAB III
METODOLOGI PENELITIAN

BAB III METODE PENELITIAN

Metodologi penelitian bertujuan untuk memberikan gambaran umum proses penelitian yang dilakukan, dimana terbagi dalam beberapa bagian yaitu analisa pressure drop menggunakan persamaan energi dan *minimum transport velocity*.

3.1 Langkah Penyusunan Tugas Akhir

3.1.1 Studi Pustaka

Studi kepastakaan dilakukan untuk memperoleh berbagai informasi mengenai teori-teori yang dapat digunakan untuk memecahkan permasalahan yang dihadapi yaitu menengenai adanya distribusi panas yang tidak merata pada salah satu sisi dinding pada PT PJB UP Paiton Unit I dan II, yang diduga karena adanya ketidak seimbangan pressure drop pada *coal pipe*.

Studi pustaka ini berdasarkan pada fenomena aliran dua fase gas solid (serbuk batu bara dan udara). Pada PT PJB UP Paiton aliran gas solid tersebut diangkut dari *coal mill* menuju burner dengan metode *pneumatic conveying*. Fenomena pada aliran dua fase tersebut ditandai dengan adanya perubahan pola aliran. Dengan kecepatan aliran yang sama, panjang coal pipe dan diameter partikel, serta laju aliran massa yang berbeda sangat berpengaruh. Pola aliran *dilute phase* terjadi apabila laju aliran gas lebih besar daripada partikelnya. Pola aliran ini diinginkan karena batubara terdistribusi merata pada seluruh penampang pipa sehingga tidak ada penggumpalan partikel pada pipa.

Untuk mendapatkan pola aliran yang dan pressure drop yang sama untuk panjang *coal pipe* yang berbeda dapat dilakukan dengan pendekatan mekanika fluida. Menggunakan metode balance energy dan balance massa yang sudah dijelaskan pada bab 2, dapat membantu untuk mendapatkan analisa pressure drop pada setiap pipa dan kecepatan partikel mulai terangkut. hasil perhitungan tersebut, kemudian dibandingkan dengan kondisi actual yang terjadi pada PT.PJB UP Paiton.

Studi kepustakaan sangat penting dalam penelitian tugas akhir ini, selain mengembangkan pengetahuan tentang aliran dua fase gas solid dengan metode *pneumatic conveying* juga menambah wawasan dari penulis. Studi pustaka dapat dilakukan dengan membaca literatur-literatur maupun jurnal-jurnal ilmiah yang relevan dengan permasalahan yang dihadapi.

3.1.2 Penentuan Parameter Awal

Parameter awal yang dibutuhkan untuk melakukan perhitungan *Balance Pressure Drop pada Coal Piping* antara lain sebagai berikut:

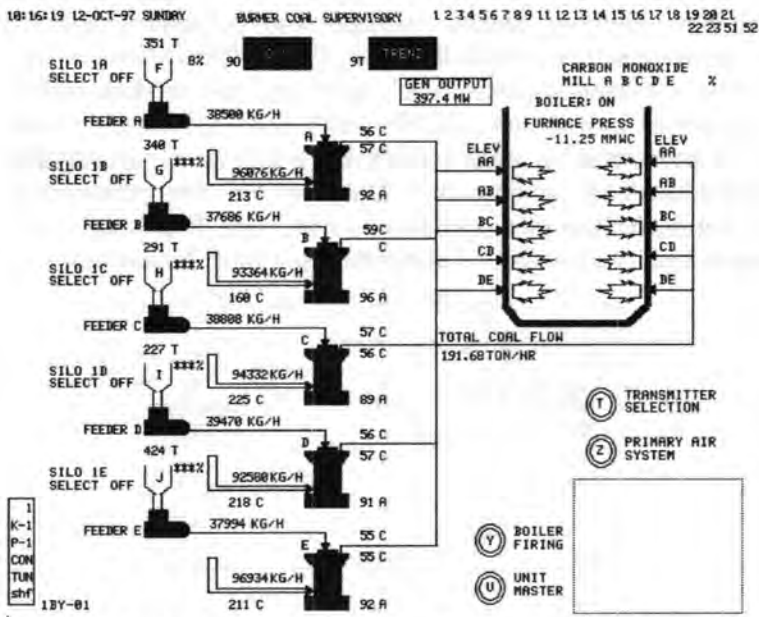
1. *Feeder and Silo*
 - *Coal flowrate (\dot{m}_C)*
2. *Primary and Secondary Air*
 - *Temperature Air (T)*
 - *Air flowrate (\dot{m}_g)*
3. *Coal Milling*
 - *Differential Pressure Bowl Mill/Out (P)*
 - *Differential Pressure Out Mill/Furnace (Pa)*
 - *Partikel Size*
4. *Coal Pipe*
 - *Diameter Pipe (D)*
 - *Panjang pipa pada masing-masing corner.*
 - *Tinggi pipa pada masing-masing elevasi.*

3.1.3 Studi Lapangan

Studi lapangan dilakukan di PT. PJB UP Paiton Unit 1 dan 2. Dari data lapangan tersebut didapatkan data jenis batubara yang diumpankan ke dalam pipa dan bagaimana proses kerja dari *coal milling* sehingga batubara dapat terangkut.

Pada gambar 3.1 maupun lampiran 2, menunjukkan data-data kondisi actual yang diambil dilapangan, data tersebut digunakan untuk menghitung Bab 4 (*pressure drop* maupun *minimum transport velocity*) sesuai dengan persamaan pada Bab 2. Untuk data-data yang sifatnya tidak tetap seperti pasokan

batubara dan udara serta temperature yang keluar dari coal mill, perbedaan tekanan keluaran coal mill sampai dengan burner diperoleh dari CCR (*Central Control Room*). Dimana temperature maksimal yang keluar dari coal mill adalah $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan pada furnace dijaga maksimal -13 mmWC (millimeter water coloumb). Sedangkan untuk data-data yang sifatnya fisik seperti perpipaan, gambar teknik merupakan referensi dari PT.PJB UP Paiton.



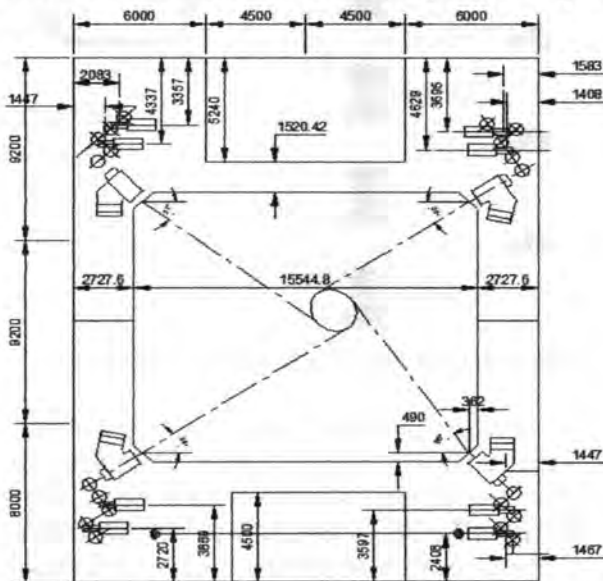
Gambar 3.1 Data dari CCR (*Central Control Room*)

Dari data diatas terlihat bahwa Masing-masing *coal mill* dibebani batubara dan udara untuk kapasitas 400 MW. Temperature yang keluar *coal mill* berbeda-beda, namun dijaga supaya tidak lebih dari $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ supaya batu bara yang melewati coal pipe tidak terbakar dengan sendirinya. Udara yang masuk ke coal mill dinamakan *primary air*, udara tersebut berupa udara panas

dan udara dingin, dengan temperature yang juga berbeda sesuai dengan laju aliran massa yang masuk ke *coal mill*. Satu *coal mill* mengalirkan gas-solid (serbuk batubara-udara) ke burner melewati 4 *coal pipe* yang biasanya dinamakan corner, ketinggian pada tiap corner disebut elevasi.

3.2 Analisa *Pressure Drop* pada *Pneumatic Conveying Transport*

Karakteristik aliran dari *pneumatic conveying* pada piping coal akan dihitung dengan menggunakan persamaan *balance energy*. Karena data yang didapat dari PT. UP PJB Payton terdapat ketidak seimbangan panas dari salah satu sisi dinding boiler, yang diduga karena bola api (*fire ball*) pada sisi *burner* tidak berada pada tepat ditengah (*swirl*) dari sisi *burner*, seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.2. Maka analisa dan perhitungan tersebut diperlukan guna mendapatkan *pressure drop* yang sesuai dengan kondisi awal dari peralatan dan opsi yang diharapkan.

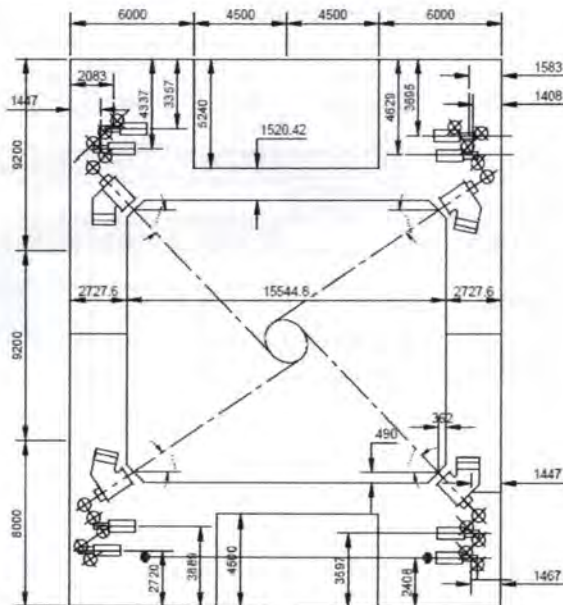


Gambar 3.2 *Fire ball imbalance*

Dengan studi kasus yang terjadi tersebut, salah satu pendekatan yang dilakukan menggunakan persamaan balance energy:

$$\Delta P_{m_A-A_c} = \Delta P_{m_A-A_n} = \Delta P_{m_A-A_s} = \Delta P_{m_A-A_z}$$

Dari persamaan diatas, untuk perhitungan *pressure drop* dapat melalui beberapa tahap, yaitu: perhitungan properties campuran, kecepatan aliran, *head loss pipa*, *head loss orifice*, dan persamaan energi yang digunakan untuk membandingkan hasil *pressure drop actual* dan teoritis. Hasil dari *pressure drop* yang di dapat dibandingkan dengan *Solid Loading Ratio (SLR)* dan hasilnya tidak boleh lebih dari 15 karena akan terjadi penyumbatan pada pipa. Sehingga didapatkan *pressure drop* yang sama, sehingga laju aliran massa serbuk batubara pada saat *exiting* seragam dan terbentuk *swirl* seperti ditunjukkan pada gambar 3.3 berikut ini;



Gambar 3.3 Fire ball balance (swirl)

3.3 Menganalisa Pressure Drop dengan Minimum Transport Velocity.

Dalam menganalisa minimum *transport velocity*, digunakan variasi partikel untuk mengetahui berapa kecepatan gas mampu membawa partikel dan mengetahui kecepatan minimum yang seharusnya terjadi. Dari hasil tersebut dapat dibandingkan dengan kondisi actual yang terjadi pada PT.PJB UP Paiton. Tahap analisa kecepatan minimum dengan mengetahui terminal partikel velocity yang didapat dari persamaan *buoyancy* partikel, kecepatan *minimum transport* pada saat tidak ada padatan, kecepatan gesekan, dan kecepatan pengangkutan.

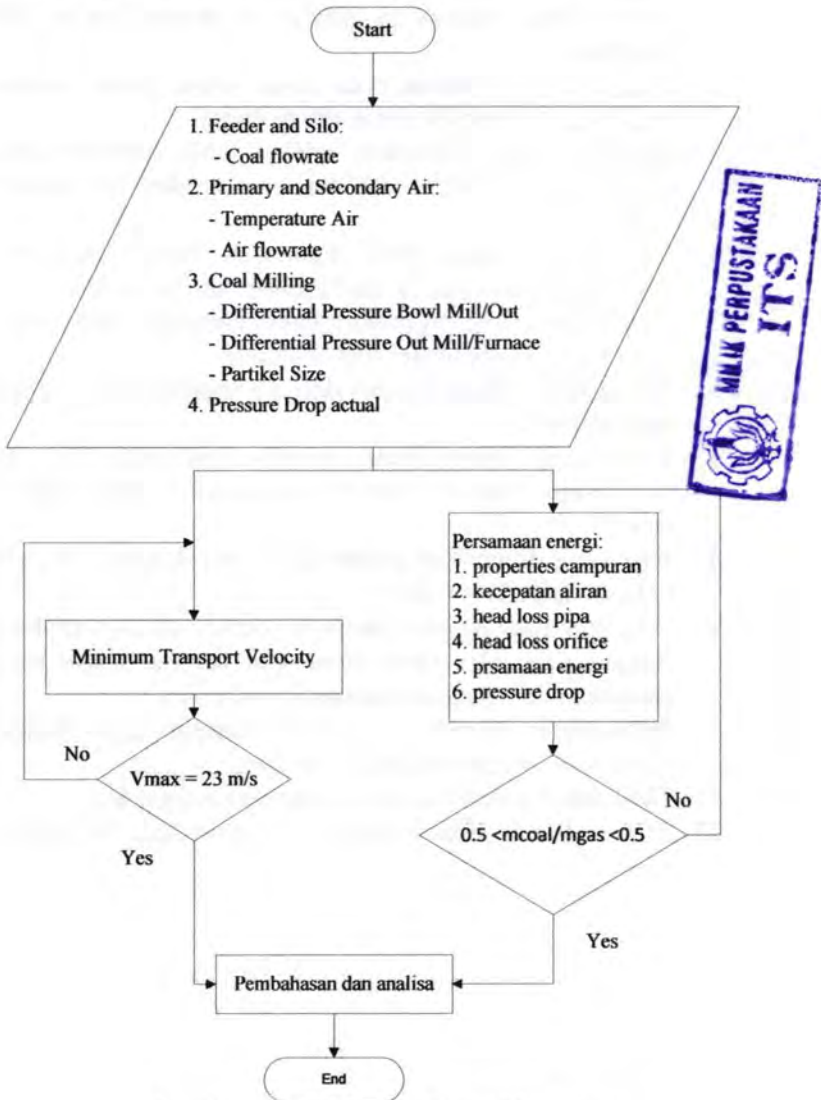
3.4 Alokasi Waktu Penelitian

Penelitian ini dijadwalkan dalam waktu 5 bulan dengan rincian kegiatan pada tabel 3.1 di bawah ini :

Tabel 3.1 Alokasi waktu penelitian

No.	Kegiatan	Bulan ke-																			
		Bulan I				Bulan II				Bulan III				Bulan IV				Bulan V			
		1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
1	Studi Literatur	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
2	Studi Lapangan	■	■	■	■																
3	Perhitungan Pressure Drop					■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■				
4	Analisa Grafik													■	■	■	■	■	■	■	■
5	Penulisan laporan Tugas Akhir													■	■	■	■	■	■	■	■
6	Ujian Tugas Akhir																				■

3.5 Diagram Alir Perhitungan




Gambar 3.4 Diagram alir perhitungan

3.6 Batasan Perhitungan *Pressure Drop*.

Adapun batasan dalam perhitungan *pressure drop* yaitu:

1. Fluida yang digunakan adalah campuran udara dan batubara.
2. $\dot{m}_{\text{coal}}/\dot{m}_{\text{gas}} > 0.5$ untuk pola aliran *dense phase*, sedang $\dot{m}_{\text{coal}}/\dot{m}_{\text{gas}} < 0.5$ untuk aliran *dilute phase*.
3. Batubara yang digunakan adalah jenis *subbituminous* dengan $\rho = 1375 \text{ kg/m}^3$ dan diameter partikel 200 mesh = 74 μm .
4. Laju aliran massa yang digunakan adalah campuran antara laju aliran massa dan batubara tiap *coal mill*.
5. Massa jenis yang digunakan adalah campuran dari massa jenis udara dan batubara tiap *coal mill*.
6. Massa jenis udara diambil dari Temperatur yang keluar dari *coal mill*.
7. Elbow yang terdapat pada *coal pipe* berdiameter luar 610 mm berupa elbow 90° dan 45° dengan nilai L_e/D yaitu 30 dan 16.
8. Pipa yang digunakan adalah jenis *steel* dengan nilai $e = 0,9 \text{ mm}$ dan $e/D = 0,0015$.
9. Nilai *Reynolds Number (mixture)* berupa aliran *turbulent*, dengan parameter yang digunakan berupa massa jenis campuran dan viskositas dinamis dari udara.
10. Perhitungan *friction factor (f)* didapat dari *Blasius Corelation* dengan nilai $Re > 100.000$.
11. Tidak ada perpindahan panas dan massa antar fase.
12. Aliran diasumsikan sebagai *turbulent fully developed flow*.

The background of the page is a repeating pattern of the ITS (Institut Teknologi Sepuluh Nopember) logo and the text 'ITS' in a light blue color. The logos are arranged in a grid-like pattern across the entire page.

BAB IV
ANALISA DAN PEMBAHASAN

BAB IV PERHITUNGAN DAN ANALISA

4.1 Data dan Perhitungan

Pada penelian ini, data yang digunakan dalam perhitungan Tugas Akhir merupakan *Data Primer*. Data primer didapatkan dari pengamatan, data tersebut diambil dari CCR (*Cental Control Room*) seperti yang sudah dijelaskan pada metodologi bab 3. Perhitungan yang dilakukan pada Tugas akhir ini guna mengetahui kecepatan minimum batubara terangkut oleh udara serta pressure drop pada *exiting* dari coal pipe, sudah memenuhi kriteria yang seharusnya dipenuhi oleh PT.PJB UP Paiton.

4.1.1 Data Primer

Data primer yang didapat dari CCR (*Cental Control Room*) pada tanggal 15 Oktober 2011. Data tersebut merupakan data batubara dan udara yang masuk dari *Coal Mill* menuju corner burner yang dilewatkan oleh coal pipe. Pada PT. PJB UP Paiton unit 1 dan 2 terdapat 5 coal mil, 5 elevasi dan setiap elevasi memiliki 4 corner dengan panjang coal pipe yang berbeda-beda. Contoh data primer tersebut lebih detailnya ditunjukkan oleh lampiran 2 atau untuk lebih ringkasnya dapat dilihat pada table 4.1 sebagai berikut:

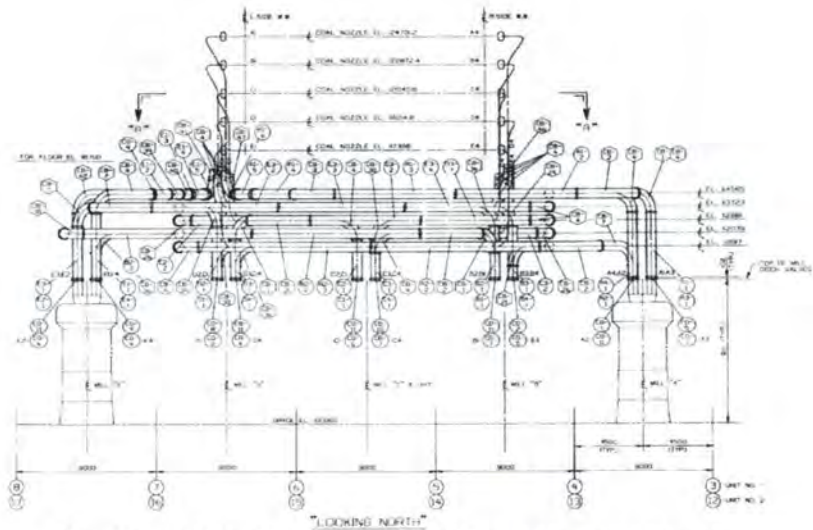
Tabel 4.1 Data yang diambil pada *Coal Mill* A, B, C, D dan E

elev.	corn.	\dot{m}_{coal} (kg/h)	\dot{m}_{gas} (kg/h)	per corner		Temp. <i>out mill</i>	ΔP <i>aktual</i> (mmWc)
				\dot{m}_{coal} (kg/s)	\dot{m}_{gas} (kg/s)		
				A	corn.1		
	corn.2	45574	98152	3.165	6.816	57	275
	corn.3	45574	98152	3.165	6.816	57	275
	corn.4	45574	98152	3.165	6.816	57	275

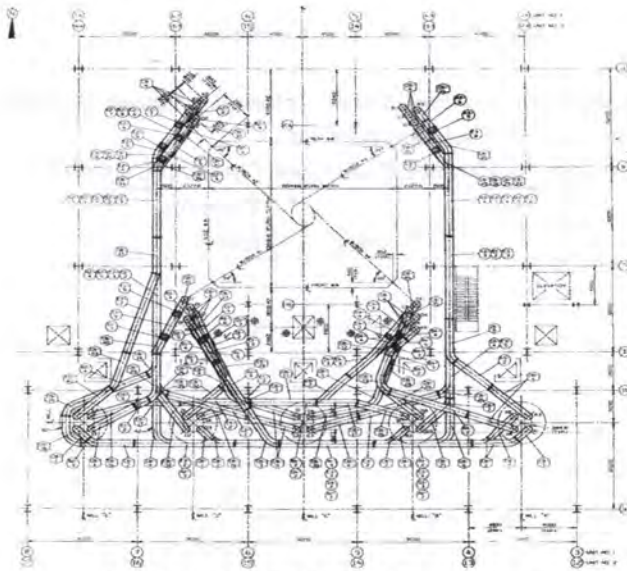
elev.	corn.	\dot{m}_{coal} (kg/h)	\dot{m}_{gas} (kg/h)	per corner		Temp. <i>out mill</i>	ΔP <i>aktual</i> (mmWc)
				\dot{m}_{coal} (kg/s)	\dot{m}_{gas} (kg/s)		
B	corn.1	37699	93974	2.618	6.526	51	208
	corn.2	37699	93974	2.618	6.526	51	208
	corn.3	37699	93974	2.618	6.526	51	208
	corn.4	37699	93974	2.618	6.526	51	208
C	corn.1	36158	94450	2.511	6.559	54	176
	corn.2	36158	94450	2.511	6.559	54	176
	corn.3	36158	94450	2.511	6.559	54	176
	corn.4	36158	94450	2.511	6.559	54	176
D	corn.1	48001	94280	3.333	6.547	56	211
	corn.2	48001	94280	3.333	6.547	56	211
	corn.3	48001	94280	3.333	6.547	56	211
	corn.4	48001	94280	3.333	6.547	56	211
E	corn.1	47548	97214	3.302	6.751	58	253
	corn.2	47548	97214	3.302	6.751	58	253
	corn.3	47548	97214	3.302	6.751	58	253
	corn.4	47548	97214	3.302	6.751	58	253

4.1.2 Panjang Coal Pipe

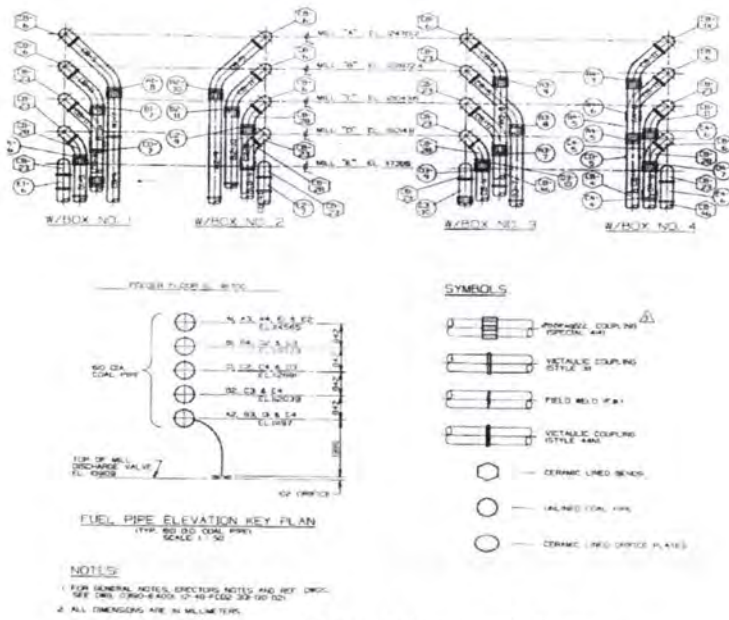
Coal pipe pada PT PJB UP Paiton memiliki diameter luar 0.61 m (24") dan diameter dalam adalah 0.591 m. Coal mill E berada paling kiri dan coal mill A pada sisi paling kanan, pada setiap coal mill mengalirkan serbuk batu bara ke burner melewati coal pipe pada tiap elevasi, dimana paling tinggi adalah elevasi A dan yang paling dekat dengan coal mill adalah elevasi E. Adapun panjang coal pipe dapat dilihat pada gambar 4.5 dibawah ini:



Gambar 4.1 Coal pipe dengan 5 elevasi (tampak depan)



Gambar 4.2 Coal Pipe Tampak Atas



Gambar 4.3 Coal pipe masuk burner

Dengan bantuan gambar teknik tersebut, didapat panjang dan tinggi tiap coal pipe sebagai berikut:

Tabel 4.2 Panjang Pada *Coal Pipe* tiap *Coal Mill*

Elevasi	Corner	Panjang (mm)
A	1	531.902
	2	676.222
	3	528.902
	4	351.902
B	1	415.194
	2	576.354
	3	466.614
	4	280.194

Elevasi	Corner	Panjang
C	1	298.486
	2	476.486
	3	468.066
	4	298.486
D	1	218.358
	2	421.618
	3	593.198
	4	398.358
E	1	278.750
	2	456.750
	3	628.330
	4	433.490

Tabel 4.3 Tinggi Pada *Coal Pipe* tiap *Coal Mill*

Elev.	Corn.	Z _{elev.} (m)	Z _{mill} (m)
A	1	24.70	14.56
	2	24.70	14.56
	3	24.70	14.56
	4	24.70	14.56
B	1	22.87	13.72
	2	22.87	13.72
	3	22.87	13.72
	4	22.87	13.72
C	1	21.04	12.88
	2	21.04	12.88
	3	21.04	12.88
	4	21.04	12.88

Elev.	Corn.	Z _{elev.} (m)	Z _{mill} (m)
D	1	19.21	12.04
	2	19.21	12.04
	3	19.21	12.04
	4	19.21	12.04
E	1	17.40	11.20
	2	17.40	11.20
	3	17.40	11.20
	4	17.40	11.20

4.2 Analisa Perhitungan

Sesuai dengan kasus yang terjadi pada PT. PJB UP Paiton unit 1 dan 2, bahwa terdapat distribusi panas yang tidak merata pada salah satu sisi pada burner. Sehingga perlu adanya penelitian yang nantinya dapat digunakan untuk menganalisa adanya ketidakseimbangan panas tersebut. Pada penelitian ini perhitungannya ditinjau dari segi mekanika fluida yaitu mengetahui pola aliran antara serbuk batubara dan udara di dalam *coal pipe*.

4.2.1 Perhitungan Properties

Karena aliran yang dipakai adalah campuran (udara-serbuk batubara) maka pada perhitungan berikutnya *properties* yang digunakan juga menggunakan campuran.

- **Laju Aliran Massa (\dot{m})**

Laju aliran massa serbuk batubara maupun udara didapatkan dari data CCR (*Centre Control Room*). Setiap *coal mill* laju aliran massanya berbeda-beda. Untuk perhitungan laju aliran massa campuran digunakan persamaan:

$$\dot{m}_{mixture} = \dot{m}_{coal} + \dot{m}_{gas}$$

Kadaan dimana laju aliran udara yang dibebankan pada *coal mill* A diketahui pada Tabel 4.1 dengan menggunakan persamaan diatas, maka;

$$\begin{aligned} \dot{m}_{mixture} &= \dot{m}_{coal} + \dot{m}_{gas} \\ \dot{m}_{mix.A} &= 45574 \frac{kg}{h} + 98512 \frac{kg}{h} = 143726 \frac{kg}{h} \end{aligned}$$

Laju aliran campuran untuk tiap corner burner pada *coal mill* A:

$$\frac{\dot{m}_{mix}}{4} = \frac{143726}{4} = 35931.5 \frac{kg}{h} = 9.981 \frac{kg}{s}$$

▪ **Massa Jenis Udara (ρ)**

Massa jenis didefinisikan sebagai massa persatuan volume, dengan assumsi udara sebagai gas ideal, dengan acuan tekanan absolute udara $1,01325 \times 10^5 \text{ N/m}^2$, sesuai persamaan (2.1) :

$$\rho = \frac{1}{v}$$

Pada perhitungan Tugas Akhir berikut, massa jenis yang digunakan disesuaikan dengan Temperatur yang keluar dari *mill*. Nilai massa jenis udara juga dapat dicari dengan menggunakan tabel properties udara (Tabel 4.4). Sedangkan untuk massa jenis batubara menggunakan batubara *Sub-bituminous* sesuai dengan yang digunakan di PT.PJB UP Paiton.

Untuk perhitungan massa jenis campuran digunakan persamaan:

$$\rho_{mix} = \frac{\dot{m}_c + \dot{m}_g}{\dot{V}_c + \dot{V}_g}$$

Keterangan:

\dot{m} = laju aliran massa (kg/s)

\dot{V} = volume per satuan detik, $\dot{V} = \dot{m} / \rho$

Dalam penelitian ini untuk perhitungan digunakan acuan pada coal mill A, dimana temperature keluaran coal mill A adalah 57°C, densitas udara dapat dilihat tabel properties udara (Tabel 4.4) dan laju aliran massa campuran yang digunakan dalam perhitungan untuk setiap coal pipe sama, sehingga laju aliran massa total dibagi banyaknya coal pipe. Maka densitas campuran dapat dihitung dengan persamaan berikut:

Tabel 4.4 Properties Udara^[4]

A.3-3 Physical Properties of Air at 101.325 kPa (1 Atm Abs), SI Units

T (°C)	T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \times 10^1$ (Pa·s, or kg/m·s)	ν (m ² /s)	k (W/m·K)	N_p	$\beta \times 10^3$ (1/K)	$g\beta\rho^2/\mu^2$ (1/K·m ²)
-17.8	255.4	1.379	1.0048	1.62	0.02250	0.720	3.92	2.79 × 10 ⁶	
0	273.2	1.293	1.0048	1.72	0.02423	0.715	3.65	2.04 × 10 ⁶	
10.0	283.2	1.246	1.0048	1.78	0.02492	0.713	3.53	1.72 × 10 ⁶	
37.8	311.0	1.137	1.0048	1.90	0.02700	0.705	3.22	1.12 × 10 ⁶	
65.6	338.8	1.043	1.0090	2.03	0.02925	0.702	2.95	0.775 × 10 ⁶	
93.3	366.5	0.964	1.0090	2.15	0.03115	0.694	2.74	0.534 × 10 ⁶	
121.1	394.3	0.895	1.0132	2.27	0.03323	0.692	2.54	0.386 × 10 ⁶	
148.9	422.1	0.838	1.0174	2.37	0.03531	0.689	2.38	0.289 × 10 ⁶	
176.7	449.9	0.785	1.0216	2.50	0.03721	0.687	2.21	0.214 × 10 ⁶	
204.4	477.6	0.740	1.0258	2.60	0.03894	0.686	2.09	0.168 × 10 ⁶	
232.2	505.4	0.700	1.0300	2.71	0.04084	0.684	1.98	0.130 × 10 ⁶	
260.0	533.2	0.662	1.0341	2.80	0.04258	0.680	1.87	0.104 × 10 ⁶	

Sehingga;

$$\rho_{mix} = \frac{\rho_{coal} \dot{V}_{coal} + \rho_{gas} \dot{V}_{gas}}{\dot{V}_c + \dot{V}_g}$$

$$\dot{V}_{coal} = \frac{\dot{m}_{coal A}}{\rho_c} = \frac{3.165 \text{ kg/s}}{1375 \text{ kg/m}^3} = 0.0023 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{gas} = \frac{\dot{m}_{gas A}}{\rho_g} = \frac{6.816 \text{ kg/s}}{1.072 \text{ kg/m}^3} = 6.358 \text{ m}^3/\text{s}$$

Jadi,

$$\dot{m}_{mixture} = \dot{m}_{coal} + \dot{m}_{gas}$$

$$\dot{m}_{mixture} = \rho_{coal} \dot{V}_{coal} + \rho_{gas} \dot{V}_{gas}$$

$$\rho_{mix} = \frac{\dot{m}_c + \dot{m}_g}{\dot{V}_c + \dot{V}_g}$$

$$\rho_{mix A} = \frac{3.165 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + 6.816 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0.0023 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} + 6.358 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 1.569 \text{ kg/m}^3$$

▪ Viskositas

Dalam perhitungan, viskositas dinamis (μ) didapatkan dari table properties udara dengan acuan pada tekanan absolute udara $1,01325 \times 10^5 \text{ N/m}^2$, seperti saat mendapatkan massa jenis udara. Sedangkan untuk persamaan viskositas kinematis didapatkan dengan persamaan (2.3):

$$v = \frac{\mu}{\rho}$$

Seperti pada waktu pembacaan massa jenis udara. Nilai viskositas didapat dari Table 4.2 dengan Temperatur keluaran pada *coal mill A*.

Pada temperature udara = 57°C didapatkan nilai $\mu_g = 1.990 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$, Jadi, untuk viskositas kinematisnya;

$$v = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1.990 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}}{1.072 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1.856 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

- **Fraksi Volume Partikel (α_p)**

Merupakan perbandingan antara jumlah partikel batubara dengan luas penampang pipa, fraksi volume ini biasanya dinyatakan dalam bentuk persen volume (%).

$$\alpha_p = \frac{\dot{V}_c}{\dot{V}_c + \dot{V}_g}$$

Dalam perhitungan *minimum transport velocity* fraksi volume ini penting sekali untuk menentukan kecepatan gesekan (U_f). Berikut perhitungan fraksi volume untuk variasi diameter pada *minimum transport velocity*:

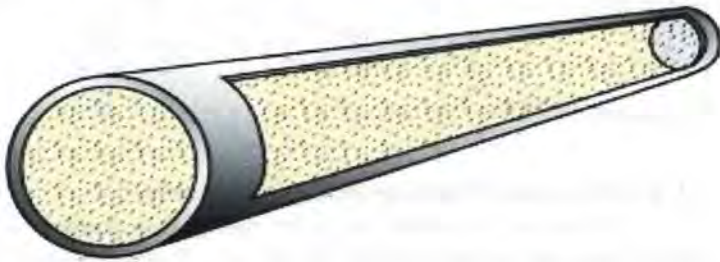
$$\alpha_p = \frac{0.0023 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.0023 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} + 6.358 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 0.00038$$

4.2.2 Perhitungan *Solid Loading Ratio* (SLR)

Solid loading ratio (μ) dapat didefinisikan sebagai perbandingan laju aliran massa padat terhadap laju aliran massa gas. SLR ini dapat memberikan indikasi mengenai konsentrasi padatan dalam campuran, selain itu juga untuk mengetahui pola aliran tersebut apakah termasuk dense phase ataupun dilute phase. Aliran dikatakan dilute phase apabila perbandingan antara laju aliran massa material (batubara) dan laju aliran massa udara kurang dari 0.5 atau laju aliran massa udara dibanding dengan partikel > 2.0 . Untuk mengetahui pola aliran pada *coal mill A* dapat digunakan persamaan sebagai berikut:

$$SLR (\mu) = \frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_g} = \frac{45574 \left(\frac{kg}{h}\right)}{98152 \left(\frac{kg}{h}\right)} = 0.46$$

Dari hasil perhitungan *Solid loading ratio*, pola aliran yang didapatkan adalah pola aliran dilute phase, dimana aliran yang mengalir dalam *coal pipe* lebih banyak udara dibandingkan serbuk batubara, sehingga tidak ada serbuk batu bara yang menggumpal dilandasan *coal pipe*.



Gambar 4.4 Distribusi pola aliran dilute phase

4.3 Perhitungan Terminal Transport Velocity.

Pada penelitian ini digunakan variasi ukuran partikel yang nantinya dapat digunakan untuk menganalisa berapa batu bara yang besar yang lolos masuk *coal pipe* selain standart yang lolos 70% dari 200 mesh tersebut.

Kecepatan udara ditentukan pada saat perhitungan kecepatan terminal partikel (V_t), dimana partikel dapat dipindah dengan menggunakan energy gerak berupa udara. Kecepatan terminal ini tercapai apabila gaya yang bekerja pada benda adalah seimbang. Persamaan untuk kecepatan terminal yaitu;

$$U_{pt}^{1.4} = 0.072 \frac{d_t^{1.6} (\rho_p - \rho_g) g}{\rho_g^{0.4} \mu_g^{0.6}} \text{ dengan } 2 < Re_t < 500$$

Untuk ukuran partikel yang divariasikan antara mesh 50, 100, 140, 200, 230, 270 dan 325 dengan standart yang ada di PT PJB UP Paiton adalah mesh 200 (0.000074 m). Maka Kecepatan Terminalnya dapat dihitung sebagai berikut:

$$U_{pt(200)}^{1.4} = 0.072 \frac{d_t^{1.6} (\rho_p - \rho_g) g}{\rho_g^{0.4} \mu_g^{0.6}} \text{ dengan } T = 58^\circ C$$

$$U_{pt(200)}$$

$$= \left(\frac{0.072 \frac{(0.000074 \text{ m})^{1.6} \cdot 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \left(1375 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1.069 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{\left(1.069 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{0.4} \left(1.99 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \right)}} \right)^{\frac{1}{1.4}}$$

$$U_{pt(200)} = 0.154 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

4.4 Perhitungan *Minimum Transport Velocity*.

Minimum transport velocity merupakan kontak antara butiran padatan (*solid*) dengan fluida gas. Pada saat laju aliran gas (udara) cukup rendah, butiran solid akan tetap diam karena gas hanya mengalir melalui ruang antar partikel tanpa menyebabkan perubahan susunan partikel. Persamaan untuk *minimum transport velocity* saat kecepatan gesekannya nol.

Untuk :

$$dp > \frac{5\mu}{\rho U_{f0}}$$

$$\frac{U_{pt}}{U_{f0}} = 4.90 \left(\frac{dp}{D_d} \right) \left(\frac{D_d U_{f0} \rho_g}{\mu} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_c - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.23}$$

$$U_{f0} = \left[\frac{U_{pt}}{4.9 \left(\frac{dp}{D_d} \right) \left(\frac{D_d \rho_g}{\mu} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_c - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.23}} \right]^{\frac{1}{1.4}}$$

Pada partikel dengan mesh 200, dan kecepatan terminal $U_{pt} = 0.154 \frac{m}{s}$; maka kecepatan minimum pada saat tidak ada gesekan adalah:

$$\begin{aligned}
 U_{f0(200)} &= \left[\frac{U_{pt(200)}}{4.9 \left(\frac{dp}{D_d}\right) \left(\frac{D_d \rho_g}{\mu}\right)^{0.4} \left(\frac{\rho_c - \rho_g}{\rho_g}\right)^{0.23}} \right]^{\frac{1}{1.4}} \\
 &= \left[\frac{0.154 \frac{m}{s}}{4.9 \left(\frac{0.000074m}{0.591m}\right) \left(\frac{0.591m \times 1.069 \frac{kg}{m^3}}{1.99 \times 10^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}}\right)^{0.4} \left(\frac{1373.9 \frac{kg}{m^3}}{1.069 \frac{kg}{m^3}}\right)^{0.23}} \right]^{\frac{1}{1.4}} \\
 &= 0.825 \frac{m}{s}
 \end{aligned}$$

Ketika laju aliran gas (udara) dinaikkan, kumpulan-kumpulan partikel akan tersuspensi oleh aliran gas yang melaluinya. Keadaan ini menyebabkan masing-masing butiran akan terpisah antara satu dengan yang lain, sehingga masing-masing partikel dapat bergerak dan berpindah dengan mudah. Persamaan untuk *minimum transport velocity* pada saat kecepatannya dinaikkan sehingga kecepatan gesekannya:

$$U_f = U_{f0} \left[1 + 2.8 \left(\frac{U_{pt}}{U_{f0}} \right)^{\frac{1}{3}} \sqrt{\alpha_p} \right]$$

Sehingga kecepatan gesekan pada partikel dengan mesh 200 dan $\alpha_p = 0.00038$;

$$U_{f(200)} = U_{f0(200)} \left[1 + 2.8 \left(\frac{U_{pt(200)}}{U_{f0(200)}} \right)^{\frac{1}{3}} \sqrt{\alpha_p} \right]$$

$$U_{f(200)} = 0.825 \frac{m}{s} \left[1 + 2.8 \left(\frac{0.154 \frac{m}{s}}{0.825 \frac{m}{s}} \right)^{\frac{1}{3}} \sqrt{0.00038} \right]$$

$$U_{f(200)} = 0.851 \frac{m}{s}$$

Minimum transport velocity terjadi saat gaya seret fluida terhadap partikel-partikel solid lebih atau sama dengan gaya berat partikel solid tersebut, dimana partikel yang semula diam akan mulai tereksansi. Selain itu *minimum transport velocity* juga digunakan untuk mengetahui berapa kecepatan minimum gas (udara) mengangkut serbuk batubara, supaya tidak terjadi *slugging* maupun kumpulan partikel akibat distribusi partikel yang tidak homogen (*bubbling*). Persamaan untuk *minimum transport velocity* (U) adalah sebagai berikut:

$$U = U_f \left[5 \log \left(\frac{D_d U}{v} \right) - 3.90 \right]$$

Dari kedua perhitungan persamaan kecepatan gesekan tersebut, digunakan untuk menghitung kecepatan *minimum transport velocity*. *Minimum transport velocity* (U) pada coal pipe dengan diameter partikel 200 mesh:

$$U_{(200)} = U_{f(200)} \left[5 \log \left(\frac{D_d U_{(200)}}{v} \right) - 3.90 \right]$$

$$U_{(200)} = 0.851 \frac{m}{s} \left[5 \log \left(\frac{0.591 m \times U_{(200)}}{1.867 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}} \right) - 3.90 \right]$$

$$U_{(200)} = 21 \frac{m}{s}$$

Untuk pressure drop per satuan panjang pada diameter 200 mesh;

$$\frac{\Delta P}{L} = [\alpha_p \rho_p + (1 - \alpha_p) \rho_g] \frac{4U_f^2}{D_d}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = \left[0.00038 \times 1375 \frac{kg}{m^3} + (1 - 0.00038) 1.069 \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\times \frac{4 \left(0.851 \frac{m}{s} \right)^2}{0.591 m}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 7.79 \frac{Pa}{m}$$

Untuk mengetahui pressure drop pada masing-masing coal pipe tinggal dikalikan dengan panjang coal pipe itu sendiri.

Tabel 4.5 *Minimum transport velocity* dan pressure drop

dp (mesh)	dp (m)	min transport (U) m/s	$\Delta P/L$ Pa/m
50	0.000297	42	26.78
100	0.000149	30	14.47
140	0.000105	25	10.61
200	0.000074	21	7.79
230	0.000062	20	6.67
270	0.000053	18	5.81
325	0.000044	17	4.94

Dari tabel 4.5 menunjukkan semakin kecil diameter partikel (batu bara) maka kecepatannya juga makin kecil begitu juga untuk pressure dropnya, untuk minimum transport velocity pada diameter partikel 200 mesh atau 0.000074 m adalah 21 m/s. sedangkan actualnya maksimal 23 m/s artinya minimum transport velocity pada PT.PJB UP Paiton sudah memenuhi syarat SOP

(Standart operational Prosedur). Untuk perhitungan yang secara keseluruhan dapat dilihat pada lampiran.

4.5 Perhitungan Head Loss pada Pipa

Dalam perhitungan pressure drop, penting sekali memperhitungkan head loss (kehilangan energy) antara aliran campuran (serbuk batubara dan udara) dengan pipa.

a) Perhitungan Head Loss mayor pada Pipa

- Pada perhitungan head loss mayor digunakan dua metode, yang pertama menggunakan perhitungan head loss mayor pada pipa didasarkan pada friction loss dan kecepatan minimum udara dapat mengangkut batubara, pada Tugas akhir ini friction loss yang digunakan adalah campuran, karena aliran yang melalui *coal pipe* berupa campuran serbuk batubara dan udara. *Friction loss* didapat dari *Blassius correlation* dengan batasan nilai Re_{mix} lebih besar dari 100000 dan juga *flow velocity* pada *coal pipe*. Dengan menggunakan persamaan 2.29, Head loss mayor untuk coal pipe 1, 2, 3 dan 4 pada coal mill A adalah sebagai berikut:

i. Kecepatan Aliran (V).

Ditinjau pada *coal mill A*, dengan menggunakan laju aliran massa campuran (serbuk batubara-udara) = 9.981 kg/s dan diameter dalam *coal pipe* 0.591 m (23 in) dapat diperoleh:

$$\bar{V}_{mix} = \frac{4\dot{m}_{mix}}{\pi\rho_{mix}D^2}$$

$$\bar{V}_{mix} = \frac{4 \times 9.981 \frac{kg}{s}}{\pi \times 1.569 \frac{kg}{m^3} \times (0.591)^2 m^2}$$

$$\bar{V}_{mix} = 23.232 \frac{m}{s}$$

ii. *Reynold Number Mixture (Gas-Solid)*

$$Re_{mix} = \frac{D\rho_{mix}\bar{V}_{mix}}{\mu_g}$$

$$Re_{mix} = \frac{0.591 \text{ m} \times 1.569 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 23.232 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{1.990 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$Re_{mix} = 1082033 = 1.082 \times 10^6$$

iii. *Friction Factor untuk Campuran Gas-Solid*

Dengan diketahui nilai $Re_{mix} = 1.082 \times 10^6$, maka dapat diketahui nilai friction factor dengan menggunakan batas yang dimiliki oleh *Blassius correlation*.

Untuk nilai $Re_m > 100000$ maka friction factor campurannya:

$$f_{mix} = \frac{0.0791}{Re_m^{0.25}} = \frac{0.0791}{(11082033)^{0.25}} = 0.00245$$

iv. *Head Loss Mayor.*

Head loss mayor ini terjadi akibat gesekan pada pipa, dengan data yang didapat dari data primer dan juga data perhitungan sebelumnya.

Persamaannya adalah sebagai berikut:

$$h_l = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{\bar{V}^2}{2g} \right)$$

$$h_{lA_1} = 0.00245 \times \left(\frac{53.1902 \text{ m}}{0.591 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{(23.232)^2 (\text{m/s})^2}{2 \times 9.81 \text{ m/s}^2} \right)$$

$$h_{lA_1} = 6.07 \text{ m}$$

Tabel 4.6 Head loss mayor pada Elevasi A dan Coal pipe corner 1, 2, 3 dan 4

elev.	corner	D (m)	L (m)	Σh_f (m)	ΔP (Pa)
A	corner 1	0.591	53.190	6.07	93.43
	corner 2	0.591	67.622	7.72	118.78
	corner 3	0.591	52.890	6.03	92.90
	corner 4	0.591	35.190	4.02	61.81

Dari hasil perhitungan head loss mayor yang ditunjukkan pada Tabel 4.6 menunjukkan pada setiap corner di elevasi A dengan ukuran diameter pipa yang sama (0.591m) dan dengan panjang *coal pipe* yang berbeda dari *coal mill* sampai ujung corner. Untuk coal pipe yang semakin panjang, pressure drop yang dihasilkan sepanjang pipa juga semakin besar. Seperti pada corner 2 untuk panjang (L) 67.622 m pressure drop yang dihasilkan 118.78 Pa, sedang untuk *coal pipe* yang pendek (corner 4) dengan panjang (L) 35.190 m pressure drop yang dihasilkan lebih kecil 61.81 Pa.

- Sama dengan perhitungan yang lain yaitu menggunakan *coal mill* A sebagai acuan, metode kedua menggunakan pressure drop per-satuan panjang pada *minimum transport velocity*, dengan kecepatan setiap *coal pipe* sama = 23.232 m/s seperti perhitungan persamaan energi sehingga didapatkan nilai U_f (*friction velocity*).

$$U = U_f \left[5 \log \left(\frac{D_a U}{\nu} \right) - 3.90 \right]$$

$$U_f = \frac{U}{\left[5 \log \left(\frac{D_a U}{\nu} \right) - 3.90 \right]}$$

$$U_f = \frac{23.232 \frac{m}{s}}{\left[5 \log \left(\frac{0.591 m \times 23.232 \frac{m}{s}}{1.867 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}} \right) - 3.90 \right]}$$

$$U_f = 0.905 \frac{m}{s}$$

Untuk persamaan pressure drop per-satuan panjang ($\Delta P/L$):

$$\frac{\Delta P}{L} = [\alpha_p \rho_p + (1 - \alpha_p) \rho_g] \frac{4U_f^2}{D_d}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = \left[0.00038 \times 1375 \frac{kg}{m^3} + (1 - 0.00038) 1.069 \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\times \frac{4 \left(0.905 \frac{m}{s} \right)^2}{0.591 m}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 8.440 \frac{Pa}{m}$$

Tabel 4.7 Pressure drop yang didapatkan dari *minimum transport velocity*

elev.	corner	ΔP out/fur	Uf	$\Delta P/L$	L	Δp_{mayor}
		Pa ($kg/m.s^2$)	U=23 m/s	Pa/m	m	Pa ($kg/m.s^2$)
A	corner 1	2696.925	0.905	8.440	53.190	448.907
	corner 2	2696.925	0.905	8.440	67.622	570.708
	corner 3	2696.925	0.905	8.440	52.890	446.375
	corner 4	2696.925	0.905	8.440	35.190	296.993

Dari hasil perhitungan head loss mayor yang ditunjukkan pada Tabel 4.7 menunjukkan pada setiap corner di elevasi A dengan kecepatan sama 23.232 m/s dan dengan panjang *coal pipe* yang berbeda dari *coal mill* sampai ujung corner. Untuk *coal pipe* yang semakin panjang, pressure drop yang dihasilkan

sepanjang pipa juga semakin besar. Seperti pada corner 2 untuk panjang (L) 67.622 m pressure drop yang dihasilkan 448.907 Pa, sedang untuk *coal pipe* yang pendek (corner 4) dengan panjang (L) 35.190 m pressure drop yang dihasilkan lebih kecil 296.993 Pa. Apabila keduanya dibandingkan antara pressure drop menggunakan persamaan energy dan kecepatan minimum, untuk perhitungan pressure drop (ΔP) yang didapat dari persamaan energy hasilnya lebih kecil dimana untuk *coal pipe* terpanjang (corner 2) 118.78 Pa dan pada kecepatan minimum = 448.907 Pa.

b) Perhitungan Head loss Minor pada Pipa

Head loss minor ini terjadi akibat bentuk *fitting* perpipaan (aksesoris), pada instalasi *coal mill* A terdapat *fitting* berupa elbow 90°, elbow 45° dan gate valve.

i. Head loss minor pada *pipe bends* (h_{lmPb})

$$h_{tm} = f \cdot \frac{Le}{D} \cdot \frac{\bar{V}^2}{2g}$$

Dimana :

$$\frac{Le}{D_{elbow\ 90^\circ}} = 30$$

$$\frac{Le}{D_{elbow\ 45^\circ}} = 16$$

Jadi, h_{lmPb} elbow 90° = 3 dan 45° = 2

Corner A1 dengan jumlah elbow 90° = 3 dan 45° = 2

$$\triangleright h_{lmPbA_1} = 3 \times 0.00245 \times 30 \times \frac{\left(\frac{23.232\ m}{s}\right)^2}{2 \times 9.81\ \frac{m}{s^2}} = 6.06\ m$$

$$\triangleright h_{lmPbA_1} = 2 \times 0.00245 \times 16 \times \frac{\left(23.232 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9.81 \frac{m}{s^2}} = 2.16 \text{ m}$$

ii. Head loss minor pada gate valve (h_{lmg})

$$h_{lmgv} = f \cdot \frac{Le}{D} \cdot \frac{\bar{V}^2}{2g}$$

Dimana : $K_{\text{gate valve}} = 0.15$, Jadi

$$\triangleright h_{lmPbA_4} = 0.15 \times \frac{\left(23.232 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9.81 \frac{m}{s^2}}$$

$$\triangleright h_{lmPbA_4} = 4.13 \text{ m}$$

iii. Head loss minor pada Entrance (h_{lme})

$$h_{lmg} = K \frac{\bar{V}^2}{2g}$$

Dimana : $K_{\text{entrance}} = 0.5$, Jadi

$$\triangleright h_{lmPbA_1} = 2 \times 0.00245 \times 8 \times \frac{\left(23.232 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9.81 \frac{m}{s^2}}$$

$$\triangleright h_{lmPbA_4} = 0.54 \text{ m}$$

iv. Head loss minor pada Orifice (h_{lmo})

Kehilangan energy ini diakibatkan karena adanya penyempitan area fluida. Alirannya sengaja dibatasi (dicekik) untuk mendapatkan pressure drop yang lebih besar. Pada orifice ini memiliki diameter yang berbeda sesuai dengan kebutuhan. Untuk mendapatkan nilai pressure drop yang besar digunakan diameter lebih kecil, begitu sebaliknya.

➤ Perhitungan (β)

$$\beta = \frac{D_{\text{orifice}}}{D_{\text{coal pipe}}} = \frac{D_t}{D_1}$$

$$\beta_{A1} = \frac{0.476250 \text{ m}}{0.591 \text{ m}}$$

$$\beta_{A1} = 0.806 \text{ m}$$

➤ Perhitungan *Discharge Coefficient* (C)

$$C = 0.5959 + 0.0312\beta^{2.1} - 0.184\beta^8 + \frac{91.71\beta^{2.5}}{Re_{D_1}^{0.75}}$$

$$C_{A1} = 0.5959 + 0.0312(0.806 \text{ m})^{2.1} - 0.184(0.806 \text{ m})^8$$

$$= + \frac{91.71(0.806 \text{ m})^{2.5}}{1.082 \times 10^6 \frac{0.75}{D_1}}$$

$$C_{A1} = 0.584$$

➤ Perhitungan Head loss Orifice ΔP_o

$$\dot{m}_{act} = \frac{CA_t}{\sqrt{1 - \beta^4}} \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)}$$

$$(P_1 - P_2) = \left(\frac{(\dot{m}_{act})^2 (1 - \beta^4)}{C^2 A_t^2 2\rho} \right)$$

$$(\Delta P)_{OA1} = \left(\frac{\left(9.981 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)^2 (1 - (0.806 \text{ m})^4)}{(0.584)^2 \times \left(\frac{\pi}{4} (0.178 \text{ m})^2 \right)^2 \times 2 \left(1.569 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \right)$$

$$(\Delta P)_{OA1} = 1691.42 \text{ Pa}$$

Tabel 4.8 Head loss minor pada Elevasi A dan Corner 1, 2, 3 dan 4

Elev.	Corn	El. 90°	El. 45°	GV	entr.	Δp_{minor}	D_{Orifice}	β	$\Delta P_{\text{orifice}}$
A	C1	6.06	2.16	0.54	13.8	346.6	0.476	0.806	1691.42
	C2	6.06	2.16	0.54	13.8	346.6	0.584	0.989	88.33
	C3	4.04	2.16	0.54	13.8	315.5	0.470	0.796	1835.81
	C4	4.04	2.16	0.54	13.8	315.5	0.457	0.774	2156.51

Pada Tabel 4.8 menunjukkan hasil perhitungan head loss minor pada *coal mill* A elevasi A pada masing-masing *coal pipe*. Pada setiap *coal pipe* memiliki fitting yang berbeda-beda. Semakin jauh jarak *coal mill* dengan ujung burner dan semakin panjang *coal pipe* memiliki jumlah elbow 90° lebih banyak sehingga head loss yang dihasilkan juga semakin besar. Pada *coal mill* A pipa paling panjang adalah pada *coal pipe* 1 dan 2. Maka headloss minor juga paling besar dibandingkan dengan *coal pipe* 3 dan 4 yaitu 6.06 m. Pada PT PJB UP Paiton untuk menambah head loss pipa menggunakan tambahan berupa orifice, orifice tersebut berada didalam *coal pipe* sebelum ujung corner. Untuk nilai perbedaan diameter pipa dan orifice (β) semakin kecil, pressure drop orificenya semakin besar. Hal itu disebabkan, karena dengan kecepatan yang sama dan panjang pipa yang berbeda, untuk pipa yang pendek kecepatan aliran serbuk batubara yang mengalir dari *coal mill* ke burner juga semakin cepat dibanding dengan pipa yang panjang. Maka supaya aliran tersebut masuk ke burner secara bersamaan pada pipa pendek ditambah orifice dengan diameter lebih kecil dari diameter orifice yang lain. Dengan kecepatan yang tinggi hal tersebut menyebabkan orifice pada pipa pendek lebih banyak terkikis dibanding dengan orifice yang lain.

c) Perhitungan Head Loss Total

$$\sum h_{\text{TT}} = \sum (h_l + h_{\text{lm}})$$

$$\sum h_{lT} = \sum h_l + \sum (h_{lmPb} + h_{lmgv} + h_{lme})$$

Untuk elevasi A corner (1, 2, 3 dan 4);

$$\begin{aligned} \sum h_{lT} &= hl + (h_{lmPb90^\circ A1} + h_{lmPb45^\circ A1} + h_{lmgvA1} + h_{lmeA1}) \\ \sum h_{lTA_1} &= 6.07 \text{ m} + (6.06\text{m} + 2.16\text{m} + 0.54\text{m} + 13.75\text{m}) \\ \sum h_{lTA_1} &= 28.58 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel 4.9 Head loss total pada Elevasi A dan Corner 1, 2, 3 dan 4

elevasi	corner	Σh_l	Σh_{lm}	Σh_{lT}
A	corner 1	6.07	22.51	28.58
	corner 2	7.72	22.51	30.23
	corner 3	6.03	20.49	26.53
	corner 4	4.02	20.49	24.51

Dari keseluruhan perhitungan head loss, headloss total dapat ditunjukkan oleh Tabel 4.9 dimana head loss total pada coal pipe (1) = 28.58 m, coal pipe (2) = 30.23 m, coal pipe (3) = 26.53 m, coal pipe (4) = 24.51 m. Semakin pendek pipa head loss yang dihasilkan juga semakin besar seperti ditunjukkan pada coal pipe 4.

4.6 Perhitungan Pressure Drop

Perhitungan pressure drop dapat dicari dengan menggunakan persamaan energy. Untuk tinggi setiap elevasi pada coal mill dapat dibaca pada Tabel 4.3:

$$\frac{P_{MA}}{\gamma} + \frac{\overline{V_{MA}^2}}{2g} + z_{MA} = \frac{P_{EA}}{\gamma} + \frac{\overline{V_{EA}^2}}{2g} + z_{EA} + \sum h_l + \sum h_{lm}$$

Karena kecepatannya dianggap sama selama keluar dari *coal mill* sampe keluar *corner burner*, Sehingga $V = 0$

$$\frac{P_{MA}}{\gamma} + \frac{\overline{V_{MA}^2}}{2g} + z_{MA} = \frac{P_{EA}}{\gamma} + \frac{\overline{V_{EA}^2}}{2g} + z_{EA} + \sum h_l + \sum h_{lm}$$

$$\frac{P_{MA}}{\rho \cdot g} - \frac{P_{EA}}{\rho \cdot g} = (z_{EA} - z_{MA}) + \sum h_l + \sum h_{lm}$$

$$(P_{MA} - P_{EA}) = \rho_{mix} \cdot g \left[(z_{EA} - z_{MA}) + \sum h_l + \sum h_{lm} \right]$$

$$(\Delta P)_A = \rho_{mix} \cdot g \left[(z_{EA} - z_{MA}) + \sum h_{IT} \right]$$

Untuk pressure drop sepanjang pipa dari coal mill A sampai burner pada elevasi A, dapat ditunjukkan pada perhitungan berikut:

$$(\Delta P)_{A1} = \rho_{mix} \cdot g \left[(z_{EA1} - z_{MA1}) + \sum h_{IT} \right]$$

$$(\Delta P)_{A1} = 1.569 \frac{kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \left[(24.7012 m - 14.565 m) + 28.58 m \right]$$

$$(\Delta P)_{A1} = 596.07 \frac{kg}{m \cdot s^2}$$

Setelah ditambah dengan ΔP_o maka pressure drop pada coal mill A menjadi:

$$\Delta P = \rho_{mix} \cdot g \left[(z_{EA1} - z_{MA1}) + \sum h_{IT} \right] + \Delta P_o$$

$$\Delta P = 596.07 Pa + 1691.42 Pa$$

$$\Delta P = 2287.49 Pa$$

Tabel 4.10 Pressure drop pada Elevasi A (Persamaan energy)

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	ΔP
		Pa (kg/m.s ²)	Pa (kg/m.s ²)
A	corner 1	2696.925	2287.49
	corner 2	2696.925	709.75
	corner 3	2696.925	2400.23
	corner 4	2696.925	2689.84

Sedangkan untuk pressure drop pada *minimum transport velocity*.

$$(\Delta P)_{A1} = \Delta P_{mayor} + \Delta P_{minor} + \Delta P_o$$

$$(\Delta P)_{A1} = \Delta P_{mayor} + \rho_{mix} \cdot g \left[(z_{EA1} - z_{MA1}) + \sum h_{minor} \right] + \Delta P_o$$

$$(\Delta P)_{A1} = 448.907 + 1.569 \frac{kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} [10.14 + 22.51 m] + 1691.42 Pa$$

$$(\Delta P)_{A1} = 2642.87 Pa$$

Tabel 4.11 Pressure drop pada Elevasi A (Kecepatan minimum)

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	ΔP
		Pa (kg/m.s ²)	Pa (kg/m.s ²)
A	corner 1	2696.925	2642.87
	corner 2	2696.925	1161.58
	corner 3	2696.925	2753.61
	corner 4	2696.925	2924.93

Tabel 4.9 dan 4.10 menunjukkan nilai pressure drop yang dihitung menggunakan persamaan energy dan kecepatan minimum, dengan menggunakan balance energy dimana coal pipe (1) = coal pipe (2) = coal pipe (3) = coal pipe (4). Dengan menggunakan acuan perbedaan tekanan ΔP keluaran coal mill

sampai keluaran coal pipe ke burner pada PT PJB UP Paiton adalah $275 \text{ mmWc} = 2696.925 \text{ Pa}$. ΔP yang dihasilkan secara teoritis antara kedua metode tersebut bahwa perhitungan dengan menggunakan persamaan energy hasil yang diperoleh lebih kecil dibandingkan dengan menggunakan persamaan pada kecepatan minimum. Namun pada kedua perhitungan diperoleh hasil yang sama dimana untuk coal pipe terpanjang (coal pipe 2) menghasilkan pressure drop paling kecil dan pada coal pipe paling pendek (coal pipe 4) menghasilkan pressure drop paling besar. Ditinjau dari keseimbangan pressure drop yang diperoleh, untuk kecepatan minimum hasilnya lebih mendekati dibanding dengan persamaan energy. Dari perhitungan secara keseluruhan diduga distribusi panas pada salah satu sisi pada dinding burner diakibatkan adanya ketidak seimbangan pressure drop pada coal pipe 2 (corner 2). Data yang diperoleh dari PT PJB UP Paiton untuk coal pipe 2 diameter orifice lebih besar dibanding dengan yang lain, padahal seharusnya untuk pipa yang lebih panjang diameter orifice dibuat lebih kecil sehingga dengan kecepatan yang sama pressure drop yang dihasilkan bisa lebih besar.

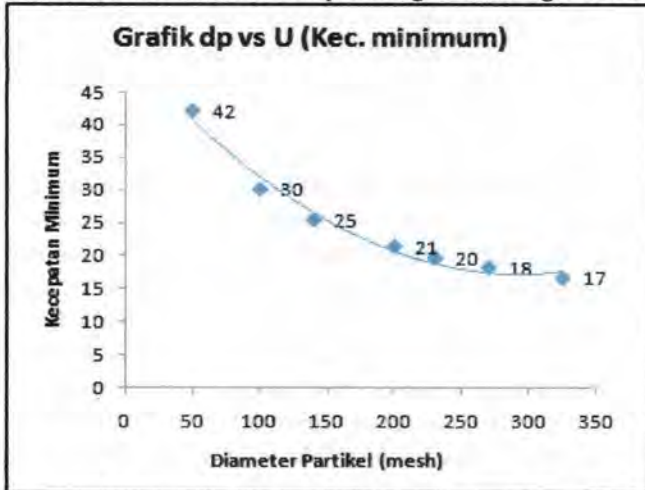
4.7 Analisa Grafik

4.7.1 Pengaruh Variasi Diameter Partikel Batubara

Sesuai dengan data yang diambil dari PT PJB UP Paiton, batubara yang digunakan adalah tipe subbituminous dengan diameter yang dinyatakan lolos masuk ke dalam coal pipe adalah 70% dengan ukuran partikelnya 200 mesh. Itu artinya dalam transport serbuk batubara ukuran partikel sangat berpengaruh.

Pada penelitian ini digunakan variasi diameter batubara dengan ukuran 50, 100, 140, 200, 230, 270 dan 325 (mesh) dengan kecepatan udara yang digunakan sama. Dari variasi tersebut dapat digunakan untuk mengetahui berapa ukuran batubara maksimal yang bisa masuk ke dalam *coal pipe* dan bagaimana pengaruhnya terhadap laju aliran yang masuk ke dalam coal pipe.

Sesuai dengan perhitungan antara kecepatan minimum dan variasi ukuran diameter didapatkan grafik sebagai berikut:



Gambar 4.5 Grafik hubungan diameter partikel terhadap kecepatan minimum

Gambar 4.5 menunjukkan apabila diameter partikel batu bara tersebut semakin besar maka kecepatan yang dibutuhkan untuk menggerakkan dan mengangkat partikel batubara tersebut juga semakin besar. Hal tersebut dibuktikan dengan dengan diameter 200 mesh kecepatan minimum yang dibutuhkan 5 m/s sedangkan untuk ukuran 270 mesh kecepatan minimum yang dibutuhkan juga semakin sedikit yaitu 4 m/s.

Pengaruh ukuran partikel yang mengalir ke dalam *coal pipe* sesuai dengan SLR (*Solid Loading Ratio*) dimana apabila ukuran partikelnya semakin besar yang dilewatkan maka pola aliran yang didapatkan adalah pola *dense phase*. Pada *dense phase* terdapat gumpalan partikel yang apabila dibiarkan akan menyumbat pipa. Pada PT. PJB UP Paiton, SLR untuk setiap coal pipe sudah memenuhi kriteria. Untuk setiap coal pipe pada elevasi A, B, C, D dan E harga solid loading ratio (μ) < 0.5 yang artinya pola aliran yang terjadi adalah *dilute phase*. Pada pola aliran

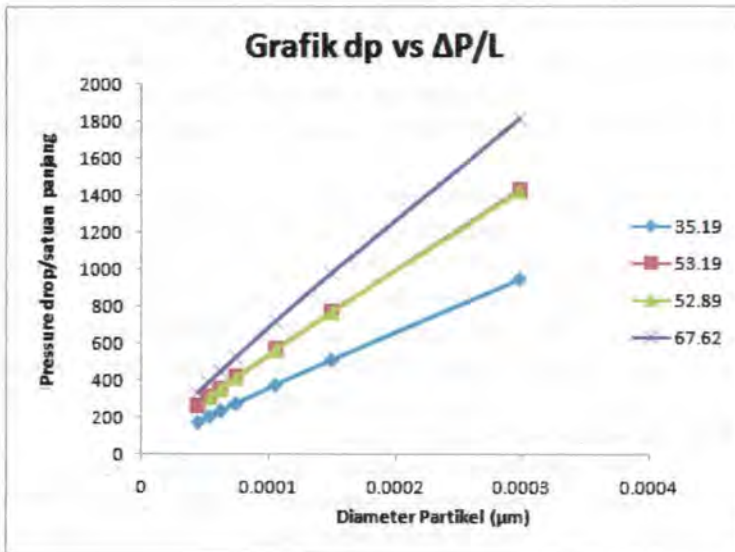
dilute phase serbuk batubara terangkat semua dan menyebar merata.

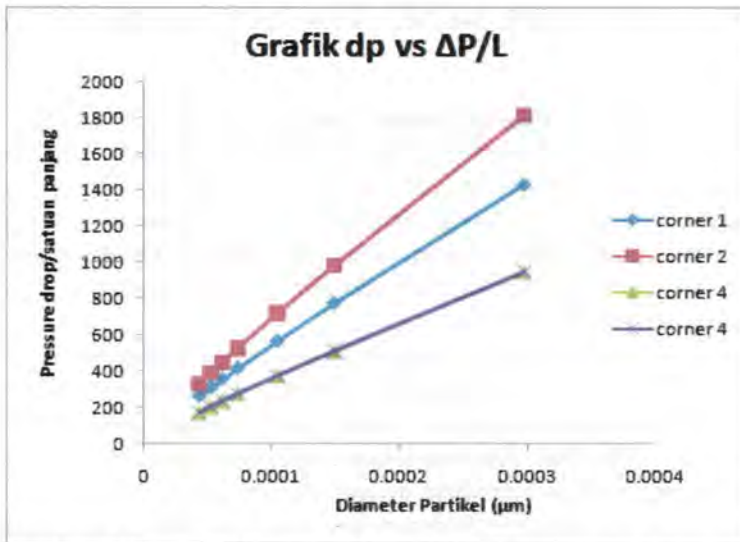
4.7.2 Pengaruh Pressure drop terhadap Panjang Coal Pipe.

Setiap elevasi dari burner memiliki panjang pipa yang berbeda. Dari ke empat pipa tersebut, dengan laju aliran massa udara dan batubara yang dialirkan sama. Tujuan yang dicapai adalah dengan panjang ukuran coal pipe yang bervariasi, pressure drop yang diinginkan adalah seragam untuk keempat coal pipe pada satu elevasi tersebut.

Sesuai dengan perhitungan *minimum transport velocity* pressure drop yang dihasilkan, semakin kecil ukuran diameter daripada batubara semakin kecil pula pressure drop batubara tersebut. Hasil tersebut berhubungan dengan kecepatan gesekan (U_f) antara partikel batubara dengan dinding pipa.

Dari perhitungan antara pressure drop per satuan panjang dan variasi panjang coal pipe tiap elevasi didapatkan grafik sebagai berikut:





Gambar 4.6 Grafik Hubungan Head loss dengan variasi panjang

Gambar 4.6 menunjukkan bahwa semakin kecil diameter partikel (μm) maka pressure drop yang dihasilkan juga semakin kecil, hal ini juga diakibatkan karena dengan massa jenis partikel yang sama dan ukuran partikel yang bervariasi, luas permukaan pada partikel yang diameternya kecil kecepatan yang dihasilkan semakin besar.

Sedangkan dilihat dari panjang pipa pada coal pipe, bila ditinjau pada satu elevasi (elevasi A), dengan panjang pipa masing-masing adalah 53,19m; 67,62m; 52,89m; 35,19m, semakin panjang pipa pressure drop yang terjadi juga semakin besar, hal tersebut dikarenakan gesekan partikel pada dinding pipa juga semakin lama. Seperti ditunjukkan pada diameter partikel 200 mesh dengan semakin panjang pipa pressure drop yang dihasilkan juga semakin besar.

Dari perbedaan pressure drop tersebut, besar lubang orifice sangat berpengaruh. Sehingga supaya aliran tersebut berbentuk *swirl* pada pembakaran didalam burner seharusnya

pressure drop yang dihasilkan dari setiap coal pipe adalah seimbang (balance) yaitu dengan memodifikasi ukuran orifice tiap instalasi *coal pipe*.

Dibawah ini ditunjukkan ukuran perbedaan pressure drop dan modifikasi orifice pada masing-masing coal pipe:

Tabel 4.12 Diameter orifice dan Pressure drop

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	ΔP (Pers. Energi)	ΔP (min vel)	error (PE)	error (MV)
		Pa (kg/m.s ²)	kg/m.s ²	Pa (kg/m.s ²)		
A	corner 1	2696.925	2287.49	2642.87	0.152	0.020
	corner 2	2696.925	709.75	1161.58	0.737	0.569
	corner 3	2696.925	2400.23	2753.61	0.110	0.021
	corner 4	2696.925	2689.84	2924.93	0.003	0.085
B	corner 1	2039.856	1785.89	2083.49	0.125	0.021
	corner 2	2039.856	602.58	1011.38	0.705	0.504
	corner 3	2039.856	2265.55	2597.93	0.111	0.274
	corner 4	2039.856	1909.25	2113.01	0.064	0.036
C	corner 1	1726.032	1816.75	2042.83	0.053	0.184
	corner 2	1726.032	573.21	921.83	0.668	0.466
	corner 3	1726.032	678.70	1021.52	0.607	0.408
	corner 4	1726.032	1761.13	1987.21	0.020	0.151
D	corner 1	2069.277	2414.00	2548.25	0.167	0.231
	corner 2	2069.277	1839.36	2111.25	0.111	0.020
	corner 3	2069.277	625.71	1012.81	0.698	0.511
	corner 4	2069.277	2180.06	2435.22	0.054	0.177
E	corner 1	2481.171	1832.17	2012.84	0.262	0.189
	corner 2	2481.171	2256.28	2555.91	0.091	0.030
	corner 3	2481.171	642.16	1056.05	0.741	0.574
	corner 4	2481.171	2283.30	2566.96	0.080	0.035

Dari hasil perhitungan keseluruhan antara pressure drop sepanjang pipa dan *minimum transport velocity*. Perbedaan yang dihasilkan dari perhitungan dengan menggunakan persamaan energy dan *minimum transport velocity* hasilnya mendekati pressure drop aktualnya, rata-rata hasil pressure drop menunjukkan data yang sama dimana semakin panjang coal pipe pressure drop yang dihasilkan semakin kecil. Sedangkan apabila kedua persamaan tersebut ditinjau dari pressure drop actual,

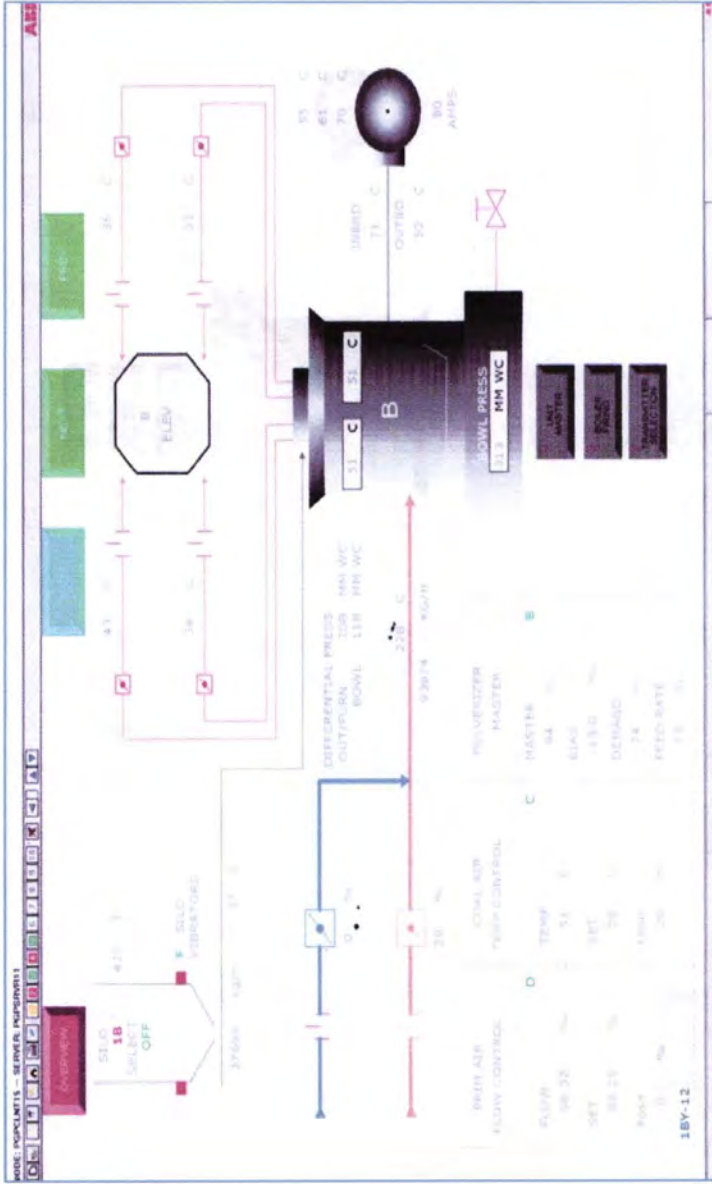
pressure drop pada kecepatan minimum lebih mendekati walaupun hasilnya rata-rata lebih besar daripada actualnya. Untuk kondisi actual pada PT. PJB UP Paiton pressure drop yang keluar dari masing-masing coal pipe seragam. Akan tetapi setelah dihitung secara teoritis pressure drop yang keluar pada tiap coal pipe dari masing-masing elevasi berbeda.

Untuk menyamakan kondisi dari hasil teoritis, hal tersebut dapat dimodifikasi dengan menentukan koefisien aliran sebagai fungsi dari β , dengan merubah diameter orifice untuk setiap coal pipe sesuai dengan kebutuhan. Dengan merubah diameter tersebut dapat dicari berapa pressure drop yang seharusnya dipenuhi untuk setiap coal pipe dengan mengacu pada pressure drop actualnya.

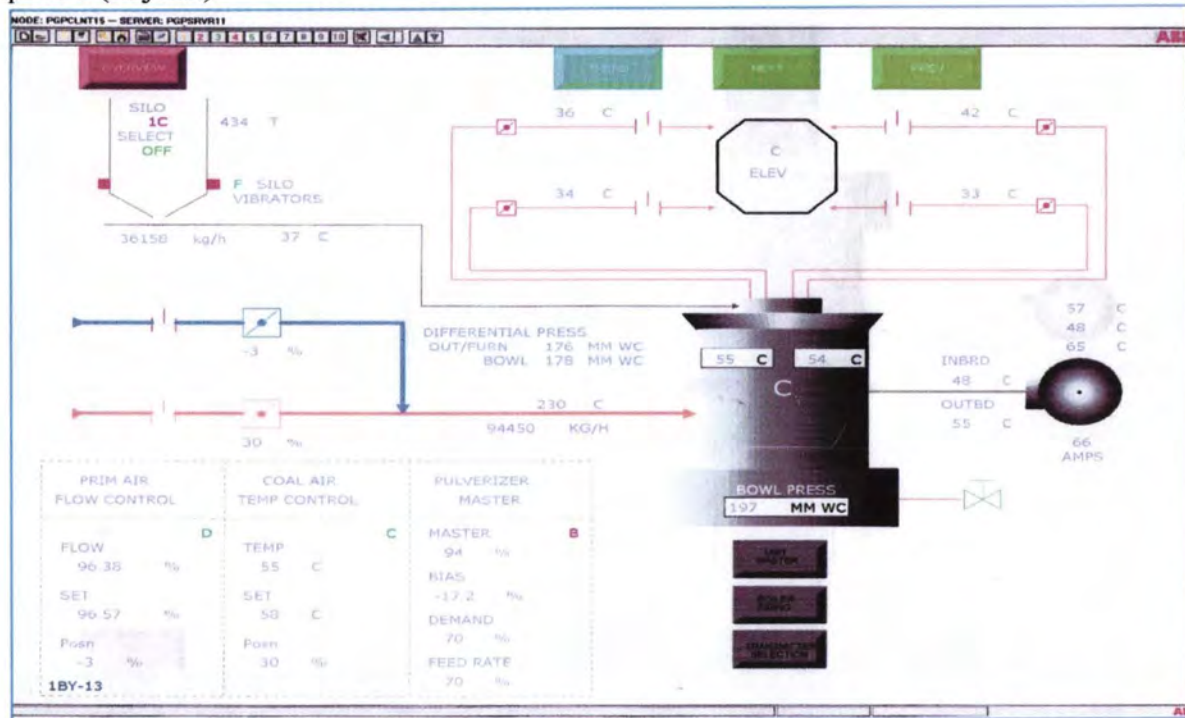
Tabel 4.13 Modifikasi orifice pada instalasi coal pipe

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	D_{orifice} (aktual)	D_{orifice} (PE)	D_{orifice} (MV)
		Pa (kg/m.s ²)	m	m	m
A	corner 1	2696.925	0.476	0.459	0.474
	corner 2	2696.925	0.584	0.460	0.480
	corner 3	2696.925	0.470	0.458	0.472
	corner 4	2696.925	0.457	0.457	0.466
B	corner 1	2039.856	0.486	0.472	0.489
	corner 2	2039.856	0.584	0.473	0.497
	corner 3	2039.856	0.460	0.471	0.489
	corner 4	2039.856	0.476	0.470	0.480
C	corner 1	1726.032	0.483	0.488	0.502
	corner 2	1726.032	0.584	0.489	0.513
	corner 3	1726.032	0.575	0.489	0.513
	corner 4	1726.032	0.486	0.488	0.502
D	corner 1	2069.277	0.460	0.475	0.482
	corner 2	2069.277	0.489	0.477	0.491
	corner 3	2069.277	0.584	0.480	0.502
	corner 4	2069.277	0.473	0.478	0.492
E	corner 1	2481.171	0.492	0.462	0.470
	corner 2	2481.171	0.473	0.464	0.477
	corner 3	2481.171	0.584	0.466	0.485
	corner 4	2481.171	0.473	0.465	0.477

Lampiran 3 (lanjutan)



Lampiran 3 (lanjutan)



BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di kota Ngawi, pada tanggal 20 Januari 1987, merupakan putra kedua dari tiga bersaudara. Pendidikan formal yang telah ditempuhnya dimulai dari TK Tunas Rimba Ngawi, SDN Margomulyo 3 Ngawi, SLTPN 1 Ngawi dan SMAN 2 Ngawi.

Setelah lulus SMAN pada tahun 2005 penulis mengikuti ujian seleksi penerimaan mahasiswa baru program Diploma III ITS dan diterima sebagai mahasiswa di Jurusan D3 Teknik Mesin ITS

Surabaya, Setelah lulus penulis melanjutkan kuliah tahap Sarjana Jurusan Teknik Mesin Lintas Jalur Teknik Mesin ITS Surabaya. Penulis mengambil bidang keahlian Konversi Energi dan mengambil tugas akhir dibidang Power Plant Engineering (PPE).

Selain aktif mengikuti kegiatan perkuliahan. Penulis juga pernah mengikuti berbagai kegiatan didalam maupun diluar kampus. PT. Petrokimia Gresik merupakan tempat kerja praktek penulis pada tahun 2008 dan PT. PJB UP Paiton Unit 1 dan 2 sebagai tempat penelitian tugas akhir ini pada tahun 2011-2012. Penulis dapat dihubungi di alamat email resthie_n4@yahoo.com.

Tabel Pressure drop dengan pendekatan persamaan energi

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	Z_{elevasi}	Z_{mill}	Z	Σh_{t}	ΔP_{pipa}	$\Delta P_{\text{orifice}}$	ΔP
		Pa (kg/m.s ²)	m	m	m	m	kg/m.s ²	kg/m.s ²	kg/m.s ²
A	corner 1	2696.925	24.70	14.57	10.14	24.70	596.07	1691.42	2287.49
	corner 2	2696.925	24.70	14.57	10.14	24.70	621.42	88.33	709.75
	corner 3	2696.925	24.70	14.57	10.14	24.70	564.42	1835.81	2400.23
	corner 4	2696.925	24.70	14.57	10.14	24.70	533.33	2156.51	2689.84
B	corner 1	2039.856	22.87	13.72	9.15	22.87	501.78	1284.11	1785.89
	corner 2	2039.856	22.87	13.72	9.15	22.87	526.60	75.98	602.58
	corner 3	2039.856	22.87	13.72	9.15	22.87	482.42	1783.13	2265.55
	corner 4	2039.856	22.87	13.72	9.15	22.87	453.71	1455.55	1909.25
C	corner 1	1726.032	21.04	12.88	8.16	21.04	469.07	1347.67	1816.75
	corner 2	1726.032	21.04	12.88	8.16	21.04	496.76	76.45	573.21
	corner 3	1726.032	21.04	12.88	8.16	21.04	495.45	183.25	678.70
	corner 4	1726.032	21.04	12.88	8.16	21.04	469.07	1292.06	1761.13
D	corner 1	2069.277	19.21	12.04	7.18	19.21	449.89	1964.10	2414.00
	corner 2	2069.277	19.21	12.04	7.18	19.21	483.80	1355.56	1839.36
	corner 3	2069.277	19.21	12.04	7.18	19.21	541.99	83.72	625.71
	corner 4	2069.277	19.21	12.04	7.18	19.21	509.48	1670.58	2180.06
E	corner 1	2481.171	17.40	11.20	6.20	17.40	461.28	1370.90	1832.17
	corner 2	2481.171	17.40	11.20	6.20	17.40	492.53	1763.75	2256.28
	corner 3	2481.171	17.40	11.20	6.20	17.40	553.76	88.40	642.16
	corner 4	2481.171	17.40	11.20	6.20	17.40	519.55	1763.75	2283.30

ket ; 1mmwc = 9.807 Pa



Tabel Properties untuk minimal transport velocity

dp	dp	dp ²	Dd	ρ_c	$\rho_F(T=58^\circ)$	$(\rho_c - \rho_F)$	$\mu_F(T=58^\circ)$	v_g	g	α_c
(mesh)	(m)	(m) ²	(m)	kg/m ³	kg/m ³	kg/m ³	kg/m.s	(m ² /s)	(m/s ²)	
50	0.000297	8.82E-08	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
100	0.000149	2.22E-08	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
140	0.000105	1.10E-08	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
200	0.000074	5.48E-09	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
230	0.000062	3.84E-09	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
270	0.000053	2.81E-09	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038
325	0.000044	1.94E-09	0.591	1375	1.069	1373.931	1.995E-05	1.867E-05	9.81	0.00038

Tabel Kecepatan terminal dan kecepatan minimum

dp	Term. Vel	fric. Vel (zero)	fric. Vel	min transport	$\Delta P/L$
	U_{pt}	U_{f0}	U_f	(U)	
(mesh)	(m/s)	(m/s)	(m/s)	permisalan	Pa/m
50	1.419	1.497	1.577	42	26.78
100	0.471	1.114	1.159	30	14.47
140	0.269	0.959	0.993	25	10.61
200	0.154	0.825	0.851	21	7.79
230	0.116	0.765	0.787	20	6.67
270	0.090	0.715	0.735	18	5.81
325	0.067	0.660	0.677	17	4.94

Ket Permisalan:

$$U = U_f (5 \log (D_d \cdot U/v) - 3.9)$$

$$U - 5 U_f \log U = U_f (5 \log (D_d/v) - 3.9 U_f)$$

Tabel Pressure drop dengan pendekatan minimum transport velocity

elev.	corner	ΔP out/fur (mmwc)	U_f	$\Delta P/L$	L	Δp_{major}	$\Sigma \eta_{lm}$	Z	Δp_{minor}	Δp_{total}	$\Delta P_{orifice}$	ΔP
		Pa (kg/m.s ²)	U=23	Pa/m	m	Pa (kg/m.s ²)	m	m	Pa (kg/m.s ²)	Pa (kg/m.s ²)	Pa (kg/m.s ²)	Pa (kg/m.s ²)
A	corner 1	2696.925	0.905	8.440	53.190	448.907	22.51	10.14	502.546	951.452	1691.42	2642.87
	corner 2	2696.925	0.905	8.440	67.622	570.708	22.51	10.14	502.546	1073.253	88.33	1161.58
	corner 3	2696.925	0.905	8.440	52.890	446.375	20.49	10.14	471.432	917.807	1835.81	2753.61
	corner 4	2696.925	0.905	8.440	35.190	296.993	20.49	10.14	471.432	768.425	2156.51	2924.93
B	corner 1	2039.856	0.905	8.440	41.519	350.409	20.02	9.15	448.971	799.381	1284.11	2083.49
	corner 2	2039.856	0.905	8.440	57.635	486.423	20.02	9.15	448.971	935.394	75.98	1011.38
	corner 3	2039.856	0.905	8.440	46.661	393.806	18.20	9.15	420.993	814.799	1783.13	2597.93
	corner 4	2039.856	0.905	8.440	28.019	236.474	18.20	9.15	420.993	657.467	1455.55	2113.01
C	corner 1	1726.032	0.905	8.440	29.849	251.912	20.63	8.16	443.240	695.152	1347.67	2042.83
	corner 2	1726.032	0.905	8.440	47.649	402.138	20.63	8.16	443.240	845.378	76.45	921.83
	corner 3	1726.032	0.905	8.440	46.807	395.031	20.63	8.16	443.240	838.272	183.25	1021.52
	corner 4	1726.032	0.905	8.440	29.849	251.912	20.63	8.16	443.240	695.152	1292.06	1987.21
D	corner 1	2069.277	0.905	8.440	21.836	184.287	18.80	7.18	399.865	584.151	1964.10	2548.25
	corner 2	2069.277	0.905	8.440	42.162	355.831	18.80	7.18	399.865	755.696	1355.56	2111.25
	corner 3	2069.277	0.905	8.440	59.320	500.639	20.66	7.18	428.449	929.088	83.72	1012.81
	corner 4	2069.277	0.905	8.440	39.836	336.200	20.66	7.18	428.449	764.650	1670.58	2435.22
E	corner 1	2481.171	0.905	8.440	27.875	235.255	20.22	6.20	406.684	641.940	1370.90	2012.84
	corner 2	2481.171	0.905	8.440	45.675	385.481	20.22	6.20	406.684	792.166	1763.75	2555.91
	corner 3	2481.171	0.905	8.440	62.833	530.289	22.22	6.20	437.365	967.654	88.40	1056.05
	corner 4	2481.171	0.905	8.440	43.349	365.851	22.22	6.20	437.365	803.215	1763.75	2566.96

Lampiran 2

Tabel Properties campuran serbuk batubara dan udara.

keterangan : batubara tipe subbituminus

elev.	corner	Temp.	Total (kg/h)		per corner (kg/s)		\dot{m}_{mix}	ρ_c	ρ_g	Ψ_{coal}	Ψ_{gas}	ρ_{mix}	μ_g	g
		$^{\circ}C$	\dot{m}_{coal}	\dot{m}_{gas}	\dot{m}_{coal}	\dot{m}_{gas}	(kg/s)	kg/m^3	kg/m^3	m^3/s	m^3/s	kg/m^3	$kg/m.s$	m/s^2
A	corner 1	57	45574	98152	3.165	6.816	9.981	1375	1.072	0.0023	6.358	1.569	1.99E-05	9.81
	corner 2	57	45574	98152	3.165	6.816	9.981	1375	1.072	0.0023	6.358	1.569	1.99E-05	9.81
	corner 3	57	45574	98152	3.165	6.816	9.981	1375	1.072	0.0023	6.358	1.569	1.99E-05	9.81
	corner 4	57	45574	98152	3.165	6.816	9.981	1375	1.072	0.0023	6.358	1.569	1.99E-05	9.81
B	corner 1	51	37699	93974	2.618	6.526	9.144	1375	1.092	0.0019	5.974	1.530	1.962E-05	9.81
	corner 2	51	37699	93974	2.618	6.526	9.144	1375	1.092	0.0019	5.974	1.530	1.962E-05	9.81
	corner 3	51	37699	93974	2.618	6.526	9.144	1375	1.092	0.0019	5.974	1.530	1.962E-05	9.81
	corner 4	51	37699	93974	2.618	6.526	9.144	1375	1.092	0.0019	5.974	1.530	1.962E-05	9.81
C	corner 1	54	36158	94450	2.511	6.559	9.070	1375	1.082	0.0018	6.061	1.496	1.976E-05	9.81
	corner 2	54	36158	94450	2.511	6.559	9.070	1375	1.082	0.0018	6.061	1.496	1.976E-05	9.81
	corner 3	54	36158	94450	2.511	6.559	9.070	1375	1.082	0.0018	6.061	1.496	1.976E-05	9.81
	corner 4	54	36158	94450	2.511	6.559	9.070	1375	1.082	0.0018	6.061	1.496	1.976E-05	9.81
D	corner 1	56	48001	94280	3.333	6.547	9.881	1375	1.075	0.0024	6.088	1.622	1.985E-05	9.81
	corner 2	56	48001	94280	3.333	6.547	9.881	1375	1.075	0.0024	6.088	1.622	1.985E-05	9.81
	corner 3	56	48001	94280	3.333	6.547	9.881	1375	1.075	0.0024	6.088	1.622	1.985E-05	9.81
	corner 4	56	48001	94280	3.333	6.547	9.881	1375	1.075	0.0024	6.088	1.622	1.985E-05	9.81
E	corner 1	58	47548	97214	3.302	6.751	10.053	1375	1.069	0.0024	6.317	1.591	1.995E-05	9.81
	corner 2	58	47548	97214	3.302	6.751	10.053	1375	1.069	0.0024	6.317	1.591	1.995E-05	9.81
	corner 3	58	47548	97214	3.302	6.751	10.053	1375	1.069	0.0024	6.317	1.591	1.995E-05	9.81
	corner 4	58	47548	97214	3.302	6.751	10.053	1375	1.069	0.0024	6.317	1.591	1.995E-05	9.81

Tabel Head loss mayor pipa

elev.	corner	D	D ²	V _{mix}	V _{mix} ²	Re _{mix}	Re _{mix} ^{0.25}	f _{mix}	L	L/D	Σh _i	ΔP _{mayor}
		m	m ²	m/s	(m/s) ²				m		m	Pa
A	corner 1	0.591	0.349	23.232	539.720	1082033	32.252	0.00245	53.190	90.069	6.07	93.43
	corner 2	0.591	0.349	23.232	539.720	1082033	32.252	0.00245	67.622	114.507	7.72	118.78
	corner 3	0.591	0.349	23.232	539.720	1082033	32.252	0.00245	52.890	89.561	6.03	92.90
	corner 4	0.591	0.349	23.232	539.720	1082033	32.252	0.00245	35.190	59.589	4.02	61.81
B	corner 1	0.591	0.349	21.829	476.501	1005471	31.666	0.00249	41.519	70.306	4.26	63.94
	corner 2	0.591	0.349	21.829	476.501	1005471	31.666	0.00249	57.635	97.596	5.91	88.76
	corner 3	0.591	0.349	21.829	476.501	1005471	31.666	0.00249	46.661	79.013	4.79	71.86
	corner 4	0.591	0.349	21.829	476.501	1005471	31.666	0.00249	28.019	47.446	2.87	43.15
C	corner 1	0.591	0.349	22.145	490.389	990256.9	31.545	0.00250	29.849	50.544	3.16	46.43
	corner 2	0.591	0.349	22.145	490.389	990256.9	31.545	0.00250	47.649	80.685	5.05	74.12
	corner 3	0.591	0.349	22.145	490.389	990256.9	31.545	0.00250	46.807	79.259	4.96	72.81
	corner 4	0.591	0.349	22.145	490.389	990256.9	31.545	0.00250	29.849	50.544	3.16	46.43
D	corner 1	0.591	0.349	22.246	494.886	1073678	32.190	0.00245	21.836	36.975	2.29	36.43
	corner 2	0.591	0.349	22.246	494.886	1073678	32.190	0.00245	42.162	71.394	4.42	70.34
	corner 3	0.591	0.349	22.246	494.886	1073678	32.190	0.00245	59.320	100.448	6.22	98.96
	corner 4	0.591	0.349	22.246	494.886	1073678	32.190	0.00245	39.836	67.455	4.18	66.46
E	corner 1	0.591	0.349	23.083	532.828	1087081	32.290	0.00245	27.875	47.202	3.14	48.94
	corner 2	0.591	0.349	23.083	532.828	1087081	32.290	0.00245	45.675	77.343	5.14	80.20
	corner 3	0.591	0.349	23.083	532.828	1087081	32.290	0.00245	62.833	106.397	7.07	110.32
	corner 4	0.591	0.349	23.083	532.828	1087081	32.290	0.00245	43.349	73.404	4.88	76.11

Lampiran 2 (lanjutan)

Tabel Head loos mayor pipa

elev.	corner	n	Elbow 90°	n	Elbow 45°	GV	entrance	Σh_{lm}	Δp_{minor}
		90°	Le/D = 30	45°	Le/D = 16	K = 0.15		m	Pa
A	corner 1	3	6.06	2	2.16	0.54	13.75	22.51	346.60
	corner 2	3	6.06	2	2.16	0.54	13.75	22.51	346.60
	corner 3	2	4.04	2	2.16	0.54	13.75	20.49	315.48
	corner 4	2	4.04	2	2.16	0.54	13.75	20.49	315.48
B	corner 1	3	5.45	2	1.94	0.48	12.14	20.02	300.50
	corner 2	3	5.45	2	1.94	0.48	12.14	20.02	300.50
	corner 3	2	3.64	2	1.94	0.48	12.14	18.20	273.22
	corner 4	2	3.64	2	1.94	0.48	12.14	18.20	273.22
C	corner 1	3	5.63	2	2.00	0.50	12.50	20.63	302.84
	corner 2	3	5.63	2	2.00	0.50	12.50	20.63	302.84
	corner 3	3	5.63	2	2.00	0.50	12.50	20.63	302.84
	corner 4	3	5.63	2	2.00	0.50	12.50	20.63	302.84
D	corner 1	2	3.71	2	1.98	0.50	12.61	18.80	299.24
	corner 2	2	3.71	2	1.98	0.50	12.61	18.80	299.24
	corner 3	3	5.57	2	1.98	0.50	12.61	20.66	328.80
	corner 4	3	5.57	2	1.98	0.50	12.61	20.66	328.80
E	corner 1	2	3.99	2	2.13	0.53	13.58	20.22	315.59
	corner 2	2	3.99	2	2.13	0.53	13.58	20.22	315.59
	corner 3	3	5.98	2	2.13	0.53	13.58	22.22	346.70
	corner 4	3	5.98	2	2.13	0.53	13.58	22.22	346.70

Tabel Head loss orifices

elev.	corner	D _{orifice}	β	β^4	$(1-\beta^4)^{0.5}$	Re _{mix} ^{0.75}	C	A _t	m _{act} ²	2p _{cam}	$\Delta P_{orifice}$
		m						m ²	(kg/s) ²	kg/m ³	kg/m.s ²
A	corner 1	0.476	0.806	0.423	0.760	33549.1	0.584	0.178	99.620	3.139	1691.42
	corner 2	0.584	0.989	0.958	0.206	33549.1	0.460	0.268	99.620	3.139	88.33
	corner 3	0.470	0.796	0.401	0.774	33549.1	0.587	0.173	99.620	3.139	1835.81
	corner 4	0.457	0.774	0.359	0.800	33549.1	0.592	0.164	99.620	3.139	2156.51
B	corner 1	0.486	0.823	0.458	0.736	31752.4	0.580	0.185	83.612	3.060	1284.11
	corner 2	0.584	0.989	0.958	0.206	31752.4	0.460	0.268	83.612	3.060	75.98
	corner 3	0.460	0.780	0.369	0.794	31752.4	0.591	0.166	83.612	3.060	1783.13
	corner 4	0.476	0.806	0.423	0.760	31752.4	0.585	0.178	83.612	3.060	1455.55
C	corner 1	0.483	0.817	0.446	0.744	31391.4	0.581	0.183	82.265	2.992	1347.67
	corner 2	0.584	0.989	0.958	0.206	31391.4	0.460	0.268	82.265	2.992	76.45
	corner 3	0.575	0.973	0.897	0.321	31391.4	0.480	0.259	82.265	2.992	183.25
	corner 4	0.486	0.823	0.458	0.736	31391.4	0.580	0.185	82.265	2.992	1292.06
D	corner 1	0.460	0.780	0.369	0.794	33354.6	0.591	0.166	97.627	3.245	1964.10
	corner 2	0.489	0.828	0.470	0.728	33354.6	0.578	0.188	97.627	3.245	1355.56
	corner 3	0.584	0.989	0.958	0.206	33354.6	0.460	0.268	97.627	3.245	83.72
	corner 4	0.473	0.801	0.412	0.767	33354.6	0.586	0.176	97.627	3.245	1670.58
E	corner 1	0.492	0.833	0.482	0.720	33666.4	0.576	0.190	101.061	3.182	1370.90
	corner 2	0.473	0.801	0.412	0.767	33666.4	0.586	0.176	101.061	3.182	1763.75
	corner 3	0.584	0.989	0.958	0.206	33666.4	0.460	0.268	101.061	3.182	88.40
	corner 4	0.473	0.801	0.412	0.767	33666.4	0.586	0.176	101.061	3.182	1763.75

Diameter luar pipa = 0.61 m (24')

LAMPIRAN 1

TABEL UKURAN BATUBARA

Table 1.3. Tyler Standard and U.S. ASTM Sieve Series

Mesh no.	Tyler standard		Mesh no.	U.S. series ASTM standard	
	Size (μm)	Wire diameter (μm)		Size (μm)	Wire diameter (μm)
3½	5,660	1,280–1,900	3½	5,613	1,650
4	4,760	1,140–1,680	4	4,699	1,650
5	4,000	1,000–1,470	5	3,962	1,120
6	3,360	870–1,320	6	3,327	914
7	2,830	800–1,200	7	2,794	833
8	2,380	740–1,100	8	2,362	813
10	2,000	680–1,000	9	1,981	838
12	1,680	620–900	10	1,651	889
14	1,410	560–800	12	1,397	711
16	1,190	500–700	14	1,168	635
18	1,000	430–620	16	991	597
20	840	380–550	20	833	437
25	710	330–480	24	701	358
30	590	290–420	28	589	318
35	500	260–370	32	495	300
40	420	230–330	35	417	310
45	350	200–290	42	351	254
50	297	170–253	48	295	234
60	250	149–220	60	246	179
70	210	130–187	65	208	183
80	177	114–154	80	175	142
100	149	96–125	100	147	107
120	125	79–103	115	124	97
140	105	63–87	150	104	66
170	88	54–73	170	88	61
200	74	45–61	200	74	53
230	62	39–52	250	61	41
270	53	35–46	270	53	41
325	44	31–40	325	43	36
400	37	23–35	400	38	25

DAFTAR PUSTAKA

1. Arifvianto, Budi., Indarto. 2006. Studi Karakteristik Fluidisasi dan Aliran Dua Fase Padat-Gas (Pasir Besi-Udara) Pada Pipa Lurus Vertikal. Media Teknik, FT UGM, Yogyakarta.
2. Christian, Hans. 2008. Modifikasi Sistem Burner. Tugas Akhir. FT Universitas Indonesia, Jakarta.
3. Fox, Robert W., Mc Donald, Alan T. and Pritchard, Philip J. 2004. Introduction to Fluid Mechanics, 7th edition. John Wiley and Sons., New York
4. Geankoplis, Christie J. 1993. Transport Processes and Unit Operations. 3rd editions. A Simon and Scbuster Company. New Jersey.
5. Hettiaratchi, K., Woodhead, S.R., Reed, A.R. 1997. Comparison between Pressure Drop in Horisontal and Vertical Pneumatic Conveying Pipelines. The Wolfson Centre for Bulk Solids Handling Technology, School of Engineering. University of Greenwich, wellington Street, Woodwich London SE186PF, UK.
6. Khasani., Nurrohman, Insan. 2007. Studi Karakteristik Aliran Dua fase Gas Padat (Udara-Serbuk Batubara) Pada Pipa Lurus vertikal. Teknik mesin, Universitas Gajah Mada.
7. Mills, David. 1998. Pneumatic Conveying Design Guide, 2nd edition. Charon Tec Pvt Ltd, Chennai, India.
8. Speight, James G. 2005. Handbook Of Coal Analysis. A John Wiley & Sons. New Jersey.
9. Spitzer, D.W. 1991. Flow Measurement. Instrument Society of America.
10. Wang, Fujing, 1997, Pressure Gradient and Particle Adeshion in the Pneumatic Transport of Fine Particles, National Library of Canada, Ontario.
11. White, Frank M. 2001. Fluid Mechanics, 4th edition. McGraw Hill, New York.

12. Zhu, Chao., Shih fan, Liang. 1998. Principles of Gas-Solid flows. Cambridge University Press, New York.

BAB V PENUTUP

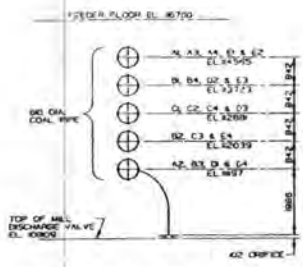
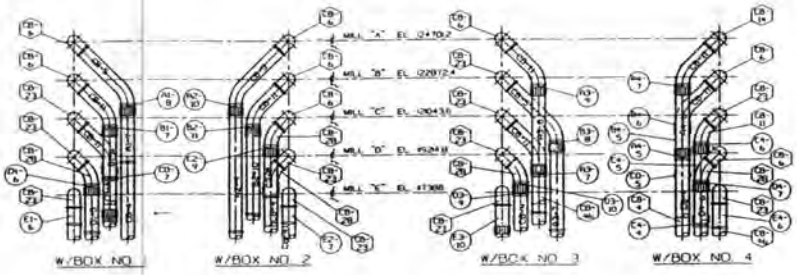
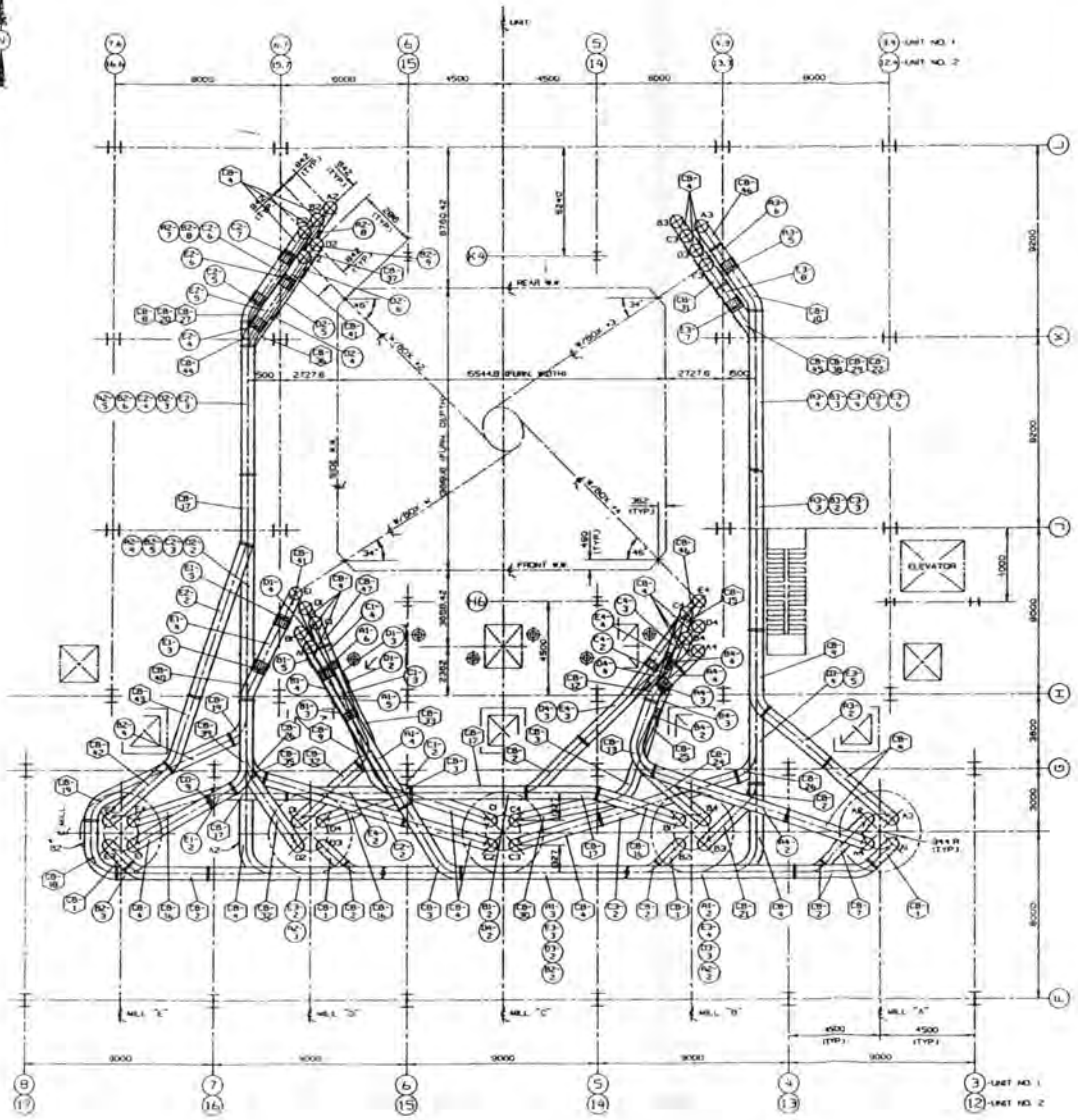
5.1 KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan pembahasan maka dapat ditarik hasil kesimpulan sebagai berikut:

1. *Minimum transport velocity* untuk PT.PJB UP Paiton sudah memenuhi syarat SOP untuk Temperatur maksimal 60 °C dan diameter 200 mesh yaitu 21 m/s dengan rata-rata kecepatan maksimum adalah 23 m/s.
2. Dengan variasi diameter partikel 297(μm); 149(μm); 105(μm); 74(μm); 62(μm); 53(μm); 44(μm) didapatkan bahwa semakin kecil diameter batubara, kecepatan yang dibutuhkan udara untuk mengangkut batubara juga semakin kecil.
3. Pola aliran yang didapatkan rata-rata adalah *dilute phase*, dengan SLR kurang dari 0.5.
4. Untuk menyeimbangkan *pressure drop* dengan memodifikasi ukuran diameter *orifice* pada instalasi perpipaan. Modifikasi tersebut pada pipa terpanjang pada corner 2 elevasi A, B, C dan corner 3 elevasi D, E. Dengan memperkecil diameter *orifice* diperoleh nilai β yang kecil sehingga di dapatkan *pressure drop* yang besar, begitu sebaliknya. Dimana pada elevasi A, B, C, D, dan E dengan menggunakan pendekatan *minimum velocity* diameter β menjadi 0,480m; 0,497m; 0,513m; 0,502m; 0,485m dan dengan pendekatan persamaan energi menjadi 0,460m; 0,473m; 0,489m; 0,480m; 0,466m.

5.2 SARAN

Untuk pengembangan Tugas Akhir berikutnya, dilakukan simulasi numerik dengan menggunakan software CFD guna melihat lebih detail visualisasi aliran didalam *burner* dari setiap *exiting pressure drop* pada *coal pipe*.



FUEL PIPE ELEVATION KEY PLAN
(TYPE 600 O.D. COAL PIPE)
SCALE 1" = 30'

SYMBOLS

- MICHELL COUPLING (SPECIAL 4H)
- VERTICAL COUPLING (STYLE 3)
- FIELD WELD (F#1)
- VERTICAL COUPLING (STYLE 4 AND 5)
- CERAMIC LINED BEND
- LABELED COAL PIPE
- CERAMIC LINED 90 DEGREE FLANGE

NOTES

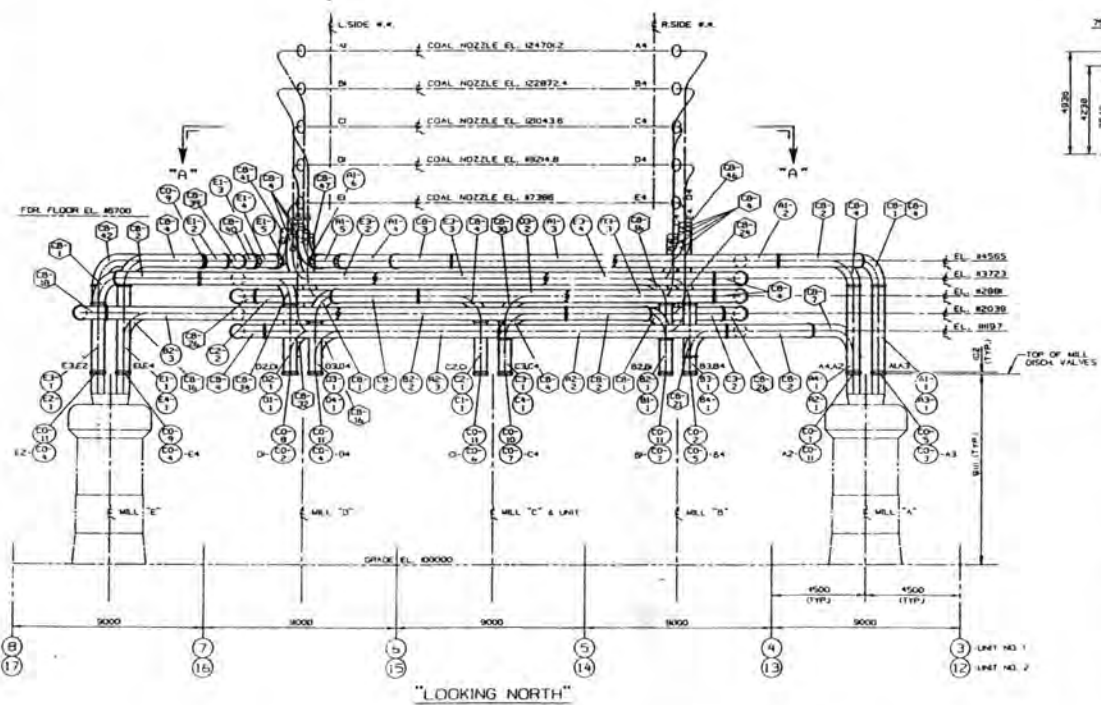
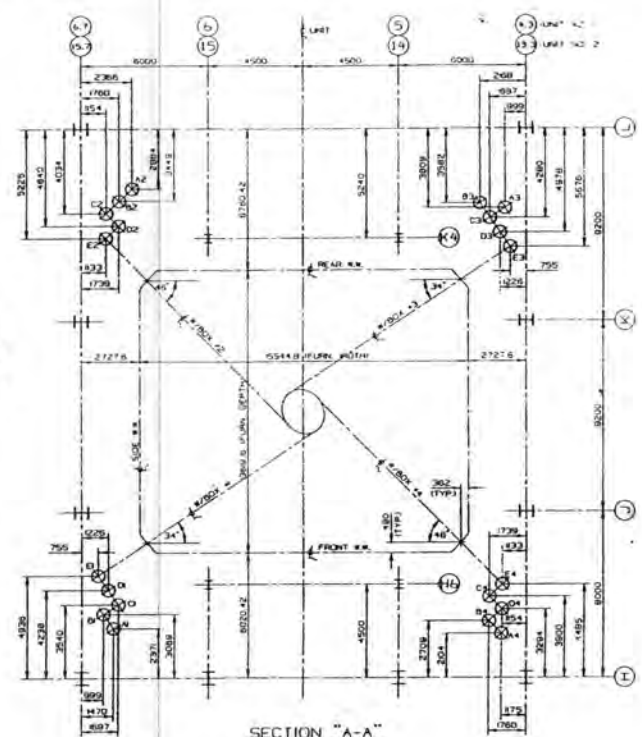
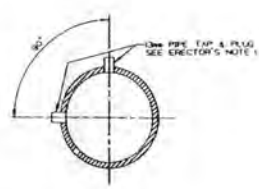
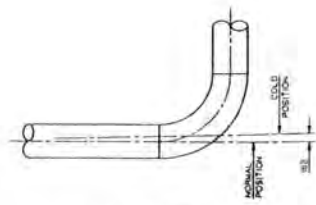
1. FOR GENERAL NOTES, ERECTOR'S NOTES AND SEE DWGS. SEE DWG. 2300-K-103A (2-18) FG02-878 (NO-02)
2. ALL DIMENSIONS ARE IN MILLIMETERS.

PERUSAHAAN ULAM LESTRIK NEGARA AGENCY OF THE MINISTRY OF MINES AND ENERGY OF THE GOVERNMENT OF INDONESIA	
PAITON STEAM POWER PLANT UNIT 1 & 2	
PLN CONTRACT NO. 283 P.P.P/23/1880/M	
SARGENT & LUNDY - INTER-PLN PPE	
NO. 2	48-FC02-3131-004-01 02
CONSULTING ENGINEER/CI P.J. ENERGY SYSTEM INDONESIA A.B.E. - COMBUSTION ENGINEERING SYSTEMS, INC. C. HIGH & CO., LTD.	
CONTRACT NO. 03190 SUBCONTRACT NO. 03290	UNIT NO. 2 UNIT NO. 1
MELL & FUEL PIPING ARRANG'T. - PLAN VIEW (SIGHT #11) HP-703 MELL/204 REVISION: 2-18 FG02-878 (NO-02) REPUBLIC OF INDONESIA PERUSAHAAN ULAM LESTRIK NEGARA PAITON STEAM POWER PLANT - UNIT NO. 1 & 2	

ATTENTION:
NO REVISION TO THIS DRAWING
SHALL BE MADE TO THE CIVIL WORK.

COMBUSTION ENGINEERING

SCALE: 1" = 30'
DESIGNED BY: HSG/CE
CHECKED BY: JLM
APPROVED BY: [Signature]
DATE: 02/27/90
03190-1E4000



GENERAL NOTES:

1. QUANTITIES LISTED ARE FOR 8 ONE UNIT, 15H MILLS @ ONE UNIT PER CONTRACT.
2. ALL DIMENSIONS ARE IN MILLIMETERS.
3. FUEL PIPING WILL BE CARBON STEEL 90mm O.D. x 3mm THK WALL. ALL ELBOWS WILL BE CERAMIC LINED 60mm O.D. x 58mm I.D. WITH 60mm RAD. EXCEPT FOR FUEL INLET ELBOWS WILL BE 60mm RAD. 670mm O.D. x 58mm I.D.

REF. DRAWINGS:

1. MILL & FUEL PIPING ARRANG. - PLAN VIEW ISHT. 0390-E4000 12-48-FC02-303-009-01
2. " " - R.S. ELEV. ISHT. 0390-E4002 12-48-FC02-303-010-01
3. " " - L.S. ELEV. ISHT. 0390-E4003 12-48-FC02-303-011-01
4. FUEL PIPING HGRS & SUPPS. - LOADS & LOCATION 0390-E4005 12-48-FC02-303-014-01
5. HP-903 ROWL MILL ARRANG. 12-30-FC02-303-019-001 E-CP-5959
6. FOUNDATION ARRANG. HP-903 MILL 12-31-FC02-303-020-001 E-CP-5965
7. FOUNDATION LOADS HP-903 MILL 12-31-FC02-303-021-001 D-CP-5956
8. HP MILL DISASSEMBLY AREA REQUIREMENTS 12-28-FC02-303-022-001 E-CP-5978
9. MILL & FUEL PIPING ERECTION SEQUENCE 12-48-FC02-303-024-001 0390-E4008

ERECTOR'S NOTES:

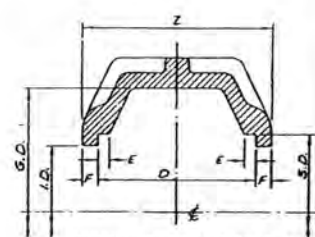
1. (2) TWO 1/2" PIPE TAPS & PLUGS GO TO EACH OTHER SHALL BE INSTALLED IN EACH 60mm PIPE LINE. LOCATION SHALL BE DETERMINED BY SERVICE ENGINEER (PER DETAIL "Y").
2. APPLY ARCOTE OR EQUIVALENCE TO ALL FLANGE JOINTS.
3. OFFICE PLTY. NO'S. ARE TO BE POSITIONED TO BE EASILY READ.

ATTENTION:
ANY REVISION TO THIS DRAWING MUST BE MADE TO THE CARD INDEX.

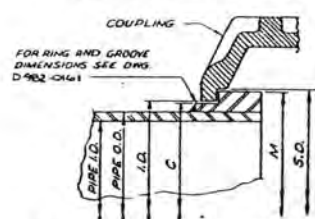
PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA AGENCY OF THE MINISTRY OF MINES AND ENERGY OF THE GOVERNMENT OF THE REPUBLIC OF INDONESIA	
PAITON STEAM POWER PLANT	
UNITS 1&2 PLN CONTRACT NO. 1093 P.P.P/812/1988/26	
SARGENT & LUNDY-INTED-PLM PFE	
NO. 2	48-FC02-3131-010-02
CONSULTANT ENGINEER/CI P.T. ENERGY SYSTEM INDONESIA A.B.B.-COMBUSTION ENGINEERING SYSTEMS, INC. C. TOWN & CO., LTD.	
CONTRACT NO. 03190 CONTRACT NO. 03290	UNIT NO. 2 UNIT NO. 1
MILL & FUEL PIPING ARRANG. - FRONT ELEVATION ISHT. #21 1P-79.3 MILL/79.4 MOTOR. W. 2.1 - 800 O.D. PIPES 13 THE. (MM. L.I.) REPUBLIC OF INDONESIA PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA PAITON STEAM POWER PLANT - UNIT NO. 1 & 2	
DATE: 1-80 DRAWN BY: M. HELLER CHECKED BY: J. H. BROWN APPROVED BY: J. H. BROWN SCALE: 1:500	NO. 03190-1E4001 02

COMBUSTION ENGINEERING ORIGINAL

A		B		C		D		E		F		G		H												
D-982-0160		Revisions	Q1	MATERIAL ITEM NO. 304 WAS 306 UPDATED MATERIAL ITEM NO. 307 1/17-84 RP		DELETED "C.I." AND MATERIAL ITEM NO. 216																				
GRUWLOM COUPLING FIGURE NUMBER	WGT. TAIL & HOUSING NUMBER	STEEL PIPE		DIM'S OF STEEL DRUG "M" AND GROOVE "C"		DIMENSIONS FOR VICTAULIC COUPLINGS							CLEARANCE DIMS. ON RADII FOR WORST CONDITIONS			DIMENSIONS FOR GRUWLOM COUPLINGS					CLEARANCE DIMS. ON RADII FOR WORST CONDITIONS					
		SIZE	O.D.	I.D.	M	C	I.D.	S.D.	G.D.	D	E	F	Z	(S.D.-I.D.)/2	(G.D.-I.D.)/2	(M-TAIL-1)	I.D.	S.D.	G.D.	D	E	F	Z	(S.D.-I.D.)/2	(G.D.-I.D.)/2	(M-TAIL-1)
6-7025C	6-44	6	6.625	6.065	7 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	7 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	7 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	7 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	8 $\frac{1}{4}$	1 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{8}$	1 $\frac{1}{8}$	2 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.023	.102	7.250	7.547	8.250	1.687	.161	.250	2.187	.008	.023	.102
7-7022C	8-31	7	7.625	7.025	9 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	8 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	8 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	9 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	10	1 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	2 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.008	.102	8.812	9.125	10.000	1.938	.213	.275	2.540	.009	.008	.102
9-7026C	9-PC	8	8.625	8.071 ^{+0.015} / _{-0.015} 7.981 ^{+0.015} / _{-0.015} 7.625	9 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	9 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	9.345 ^{+0.015} / _{-0.015}	9 $\frac{11}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	10 $\frac{9}{8}$	1 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.009	.117	9.345	9.687	10.562	2.031	.25	.312	2.375	.008	.009	.117
10-7026C	10-PC	9	9.625	8.941 ^{+0.015} / _{-0.015}	10 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	10 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	10.470 ^{+0.015} / _{-0.015}	10 $\frac{13}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	11 $\frac{1}{8}$	1 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{9}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.008	.117	10.470	10.312	11.687	2.081	.25	.406	2.562	.008	.008	.117
10-7025C	10-44	10	10.750	10.250 ^{+0.015} / _{-0.015} 10.000 ^{+0.015} / _{-0.015} 9.750	12 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	11 $\frac{9}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	11.11 ^{+0.015} / _{-0.015}	12 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	12 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{4}$	1 $\frac{1}{4}$	2 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.023	.133	11.687	12.015	12.937	2.125	.250	.250	2.625	.008	.023	.133
12-7026C	12-PC	11	11.750	11.000	12 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	12 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	12.470 ^{+0.015} / _{-0.015}	12 $\frac{11}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	13 $\frac{1}{8}$	1 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.008	.117	12.470	12.812	13.687	2.031	.25	.375	2.500	.008	.008	.117
12-7027C	12-33	12	12.750	12.090 ^{+0.015} / _{-0.015} 12.000	13 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	13 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	13.71 ^{+0.015} / _{-0.015}	13 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	14 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{4}$	1 $\frac{1}{4}$	2 $\frac{7}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.016	.008	.117	13.218	13.578	14.437	2.031	.25	.375	2.875	.016	.008	.117
14-7022C	14-31	14	14.000	13.250	15 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	14 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	15 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	15 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	16 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.008	.008	.132	15.000	15.375	16.210	2.020	.275	.390	2.957	.001	.008	.133
16-7022C	16-31N	16	16.000	15.500 ^{+0.015} / _{-0.015} 15.376 ^{+0.015} / _{-0.015} 15.250	17 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	17 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	17.32 ^{+0.015} / _{-0.015}	17 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	18 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	.008	.133	17.094	17.500	18.660	2.022	.402	.390	3.584	.001	.008	.133
18-7022C	18-31N	18	18.000	17.376 ^{+0.015} / _{-0.015} 17.000	19 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	19 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	19.69 ^{+0.015} / _{-0.015}	19 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	20 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	.008	.141	19.140	19.562	20.750	2.020	.375	.390	3.530	.001	.008	.141
20-7022C	20-31N	20	20.000	19.250	21 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	21 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	21.64 ^{+0.015} / _{-0.015}	21 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	22 $\frac{1}{2}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	.008	.141	21.250	21.656	22.866	2.022	.402	.414	3.632	.001	.009	.125
24-7000C	24-77	22	22.000	21.250 ^{+0.015} / _{-0.015} 21.000	24 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	23 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	23.665 ^{+0.015} / _{-0.015}	24 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	25 $\frac{1}{8}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{4}$	1 $\frac{1}{4}$	3 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	.010	.134	23.670	24.078	24.960	2.020	.250	.414	3.078	.001	.015	.134
24-7022C	24-31	24	24.000	23.250 ^{+0.015} / _{-0.015} 23.000	25 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	25 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	25.27 ^{+0.015} / _{-0.015}	25 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	27 $\frac{1}{8}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	.008	.141	25.421	25.860	27.050	2.022	.402	.414	3.632	.002	.006	.146
24-7025C	24-44N	26	26.000	25.250	27 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	26 $\frac{9}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	26 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	27 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	28 $\frac{3}{8}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	0	0	.204	26.626	27.033	28.375	2.020	.375	.414	3.578	.001	.001	.203
28-7000C	28-77	28	28.000	27.250	28 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	28 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	28.540 ^{+0.015} / _{-0.015}	28 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	30	2 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	3 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.023	.010	.142	28.540	28.953	30.000	2.031	.250	.406	3.066	.023	.010	.142
30-7000C	30-77	30	30.000	29.250	31 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	30 $\frac{9}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	30.605 ^{+0.015} / _{-0.015}	31 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	32 $\frac{1}{8}$	2 $\frac{3}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{8}$	1 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{5}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.023	.010	.173	30.603	31.018	32.265	2.031	.275	.437	3.625	.023	.010	.173
30-7025C	30-44	32	32.000	31.250	33 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	32 $\frac{15}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	33 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	33 $\frac{25}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	35	4 $\frac{1}{4}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{4}$	1 $\frac{3}{4}$	5 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.016	.031	.281	33.062	33.781	36.000	2.031	.400	.562	3.125	.016	.031	.281
36-7024C	36-41	36	36.000	35.250	39 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	38 $\frac{7}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	38 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	39 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	40 $\frac{13}{8}$	4 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{1}{2}$	1 $\frac{1}{2}$	5 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.023	.023	.242	38.546	39.218	40.406	2.031	.400	.500	3.000	.023	.023	.242
36-7025C	36-44	38	38.000	37.250	40 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	39 $\frac{3}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	39 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	40 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	41 $\frac{1}{8}$	4 $\frac{1}{2}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	1 $\frac{3}{4}$	1 $\frac{3}{4}$	5 $\frac{1}{8}$ ^{+0.015} / _{-0.015}	.016	.031	.281	39.500	40.218	41.437	2.031	.400	.562	3.125	.016	.031	.281



CROSS SECTION OF COUPLING



TYPICAL SECTION THRU PIPE END

- NOTES:
- FOR STANDARD CONNECTIONS FOR PIPE COUPLINGS SEE DWS. NO. D-982-041
 - INFORMATION SHOWN ON THIS DWG. DOES NOT APPLY TO COUPLINGS FOR BOWL MILL INTAKE PIPES, FEED SPOUTS, CONVERTER HEADS AND COVERS. THESE ARE COVERED BY SEPARATE STANDARDS. SEE E.C. DIVISION DWG. NO. 2-54B-8364.

THIS DWG. REPLACES PREVIOUS STANDARD DWS. NO. C-92-046

PT. PLN
J B II
SEKTOR PAITON
PERPUSTAKAAN

INDEX NO. 3.2.5.6

DIMENSIONS FOR VICTAULIC & GRUWLOM COUPLINGS

MATERIAL ITEM	SPECIFICATION	PURCH INSTR.
304	DUCTILE IRON A-395	
307	DUCTILE IRON A-536 (45-45-12)	PDEB

STANDARD

POWER SYSTEMS
CONSTRUCTION ENGINEERING, INC.
101 Power Systems Building
10100 North Central Expressway
Dallas, Texas 75243

NONE
4-3-83
1-16-83
3-27-83
3-29-81

D-982-0160 02

03/90-1E4011

610 (24") DIA. COAL PIPE IN ORDER OF ASSEMBLY

FROM DRIFICES TO BURNER CONNECTIONS INCLUDE DRIFICES & F.I. ELBOWS

LINE	PC NO.	DEV	LENGTH	DIA.	PATT NO.	DWG. NO.	QTY.	REMARKS
A1	CO-5	A1-1	70041.545	476.25	932-90066-BN	E-982-0066	1	
A2	CO-11	A2-1	102412.000	504.200	-AB		1	
A3	CO-3	A3-1	67694.861	469.900	-BR		1	
A4	CO-1	A4-1	55602.206	452.200	-AV		1	
B1	CO-7	B1-1	55723.536	485.725	-BK		2	
B2	CO-11	B2-1	107341.390	504.200	-AB		1	
B3	CO-2	B3-1	64818.204	460.325	-BU		1	
B4	CO-5	B4-1	43619.928	476.250	-BN		2	
C1	CO-6	C1-1	43163.642	482.600	-BL		1	
C2	CO-11	C2-1	70867.504	504.200	-AB		1	
C3	CO-10	C3-1	70294.195	504.625	-AE		1	
C4	CO-7	C4-1	44011.904	485.725	-BK		1	
D1	CO-2	D1-1	40523.160	460.325	-BU		1	
D2	CO-8	D2-1	50435.290	488.900	-BJ		1	
D3	CO-11	D3-1	43430.435	504.800	-AB		1	
D4	CO-4	D4-1	49031.752	473.025	-BP		1	
E1	CO-9	E1-1	40295.026	492.025	-BH		2	
E2	CO-4	E2-1	50437.280	473.025	-BP		1	
E3	CO-11	E3-1	80742.490	504.200	-AB		1	
E4	CO-4	E4-1	55014.457	473.025	932-90066-BP	E-982-0066	1	

ORIFICES FOR 610 (24") DIA. PIPING 1/2" WALL

LINE	PC NO.	DEV	LENGTH	DIA.	PATT NO.	DWG. NO.	QTY.	REMARKS
A1	CO-5	A1-1	70041.545	476.25	932-90066-BN	E-982-0066	1	
A2	CO-11	A2-1	102412.000	504.200	-AB		1	
A3	CO-3	A3-1	67694.861	469.900	-BR		1	
A4	CO-1	A4-1	55602.206	452.200	-AV		1	
B1	CO-7	B1-1	55723.536	485.725	-BK		2	
B2	CO-11	B2-1	107341.390	504.200	-AB		1	
B3	CO-2	B3-1	64818.204	460.325	-BU		1	
B4	CO-5	B4-1	43619.928	476.250	-BN		2	
C1	CO-6	C1-1	43163.642	482.600	-BL		1	
C2	CO-11	C2-1	70867.504	504.200	-AB		1	
C3	CO-10	C3-1	70294.195	504.625	-AE		1	
C4	CO-7	C4-1	44011.904	485.725	-BK		1	
D1	CO-2	D1-1	40523.160	460.325	-BU		1	
D2	CO-8	D2-1	50435.290	488.900	-BJ		1	
D3	CO-11	D3-1	43430.435	504.800	-AB		1	
D4	CO-4	D4-1	49031.752	473.025	-BP		1	
E1	CO-9	E1-1	40295.026	492.025	-BH		2	
E2	CO-4	E2-1	50437.280	473.025	-BP		1	
E3	CO-11	E3-1	80742.490	504.200	-AB		1	
E4	CO-4	E4-1	55014.457	473.025	932-90066-BP	E-982-0066	1	

ROCKWELL COUPLINGS

414 COUPLING DWG. C-982-0290

FILE NO.	PC NO.	QTY.	REMARKS
6024	RC-2	56	* COUPLING IS IDENTICAL TO RC-1 BUT AN IDENTIFY SURE COUPLING ONLY

VICTAULIC COUPLINGS

DWG. D-982-0161, D-982-0160

FILE NO.	HOUSING NO.	GASKET NO.	QTY.	REMARKS
6024	STYLE 48N	24-48	20	FOR F.I. ELBOW CONN. FITTINGS
6024	STYLE 31	24-31	200	FOR COAL PIPING CONN. FITTINGS

FIELD PART LIST (NOT IN TABLE)

ALL BOLTS ARE MACHINE BOLTS

QUANTITIES SPECIFIED ARE FOR ONE UNIT

NO. REQ'D	DIA.	PART	REMARKS
40	1/2"	ANCHOR BOLT	SEE DETAIL "A" DRAWING 3300-24001
1400	22.125	WELD NUT	SEE DETAIL "A" DRAWING 3300-24001
704	22.125	FLANGES	SEE DETAIL "A" DRAWING 3300-24001
40	1/2"	ANCHOR BOLT	SEE DETAIL "A" DRAWING 3300-24001
20	1/2"	ANCHOR BOLT	SEE DETAIL "A" DRAWING 3300-24001

TRACING IS AS FOLLOWS:

BV02 - (AS Y NO) - REF PARTS DWG NO.

AS LISTED IN TABLES

CUSTOMER CODE NO

- NOTES
- FOR REFERENCE DWGS., GENERAL NOTES & ERECTORS NOTES SEE DWG. 03/90-1E4001, 03/90-1E4002, 03/90-1E4003
 - QUANTITIES LISTED ARE FOR ONE UNIT
 - ⋈ - REPRESENTS FIELD WELD

PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA
AGENCY OF THE MINISTRY OF MINES AND ENERGY
OF THE GOVERNMENT OF THE REPUBLIC OF INDONESIA

PAITON STEAM POWER PLANT
UNITS 1&2
PLN CONTRACT NO. 003 P.P./022/1980/W

SARGENT & LUNDY - INDEE - PLN PFC

CONSTRUCTION (SHEET) NO. 2
48-FC02-3131-024-00 00

CONSULTANT (SHEET) NO. 2
P.T. ENERGY SYSTEM INDONESIA
A.B.E. - COMBUSTION ENGINEERING SYSTEMS, INC.
C. ITON & CO., LTD.

UNIT NO. 1
UNIT NO. 2

CONTRACT NO. 03/90
DRAWING NO. 03270

COAL PIPING ERECTION SEQUENCE
REPUBLIC OF INDONESIA
PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA
PAITON STEAM POWER PLANT, UNIT 1 & 2

POWER SYSTEMS
CONSTRUCTION PERMITS, GENERAL CONTRACTOR, ERECTORS, AND INSULATION CONTRACTORS
FOR THE PAITON STEAM POWER PLANT, UNIT 1 & 2

SCALE: NONE

DRAWN BY: G. S. S. 10/10/80

CHECKED BY: J. M. C. 10/10/80

APPROVED BY: 10/10/80

DATE: 10/10/80

COMBUSTION ENGINEERING

03/90-1E4011 02

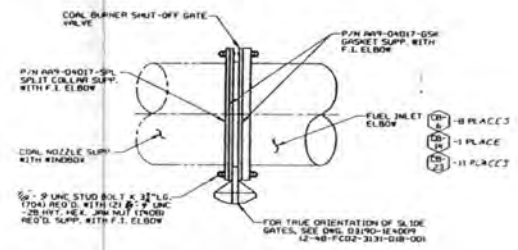
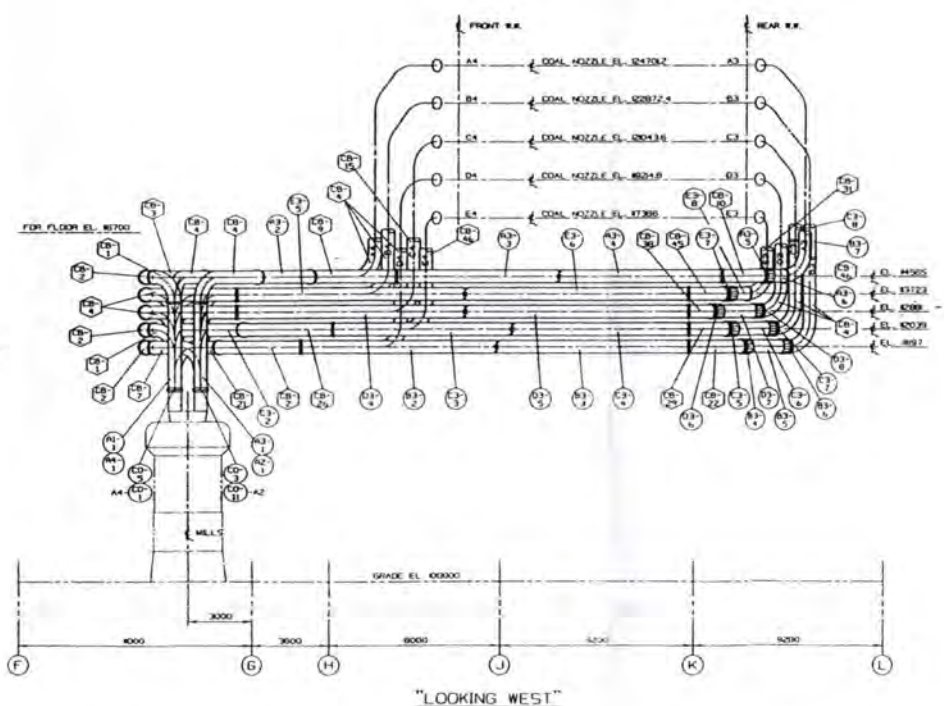
SIZE-A0

ATTENTION:
MAY REVISION TO THIS DRAWING
MUST BE MADE TO THE END MODEL

BY: [Signature] DATE: [Date]

APP. [Signature] DATE: [Date]

DATE: 10/10/80



TYPICAL BURNER CONNECTION
120 PLACES
SCALE: NONE

NOTE:
1. EACH COAL BURNER SHUT-OFF GATE VALVE HAS A SPECIFIC TAG NO. REFER TO TAGS FOR CHANGING VALVE IDENTIFICATION. SEE DWG. 03190-1E4002-001 FOR TRUE ORIENTATION OF SLIDE GATES. SEE DWG. 03190-1E4009 12-48-F022-3131-018-001

NOTES:
1. FOR GENERAL NOTES AND REV. DRAWINGS, SEE DWG. 03190-1E4002-001.
2. ALL DIMENSIONS ARE IN MILLIMETERS.

PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA AGENCY OF THE MINISTRY OF MINES AND ENERGY OF THE GOVERNMENT OF THE REPUBLIC OF INDONESIA	
PAITON STEAM POWER PLANT UNITS 1&2 PLW CONTRACT NO. 003 P.J.P/822/1880/W	
TARGET & LAYOUT - INTG - PLW PFE	UNIT NO. 2 LAYOUT NO. 1
SHEET NO. 2	48-F02-3131-011-03 01
COMBUSTION ENGINEERING SYSTEMS A.C. P 1 ENERGY SYSTEM INDONESIA A.B.B - COMBUSTION ENGINEERING SYSTEMS A.C. C. 1704 & CO., LTD.	
CONTRACT NO. 03190 CONTRACT NO. 03290	
MILL & FUEL PIPING, INSTRUMENTATION, - RIGHT SIDE ELEVATION (CONT. OF 31) 10" & 8" MILL & 4" INSTRUMENTAL V.L.V. - 610 O.D. PIPES TO THE (FUEL) REPUBLIC OF INDONESIA PERUSAHAAN UMUM LISTRIK NEGARA PAITON STEAM POWER PLANT - UNIT NO. 1 & 2	
SCALE: 1:50 DRAWN BY: TMD/SLE CHECKED BY: MB APPROVED BY:	
DATE: 6-18-95 DATE: 7-18-95 DATE:	
COMBUSTION ENGINEERING ORIGINAL	
03190-1E4002 02	

ATTENTION:
ANY REVISION TO THIS DRAWING MUST BE MADE TO THE END MODEL.
DATE: 03/11/95
BY: [Signature]

