

# STUDI KARAKTERISTIK FLUIDISASI DAN ALIRAN DUA FASE PADAT – GAS (PASIR BESI – UDARA) PADA PIPA LURUS VERTIKAL

Budi Arifvianto<sup>1</sup>, Indarto<sup>2</sup>

## ABSTRACT

Fluidization and solid – gas flow have been applied in many industrial devices, e.g. fluidized bed combustor, cyclone pre-heater, electrostatic precipitator, pneumatic conveyor and solid-fuel drying installation. This research is aimed to investigate the characteristics of fluidization and solid – gas flow of iron sand – air in a vertical tube. The iron sand particles were placed in 24 mm I.D. bed column and blown by air which had 1,0 – 1,1 kg/cm<sup>2</sup> in pressure and 28,75°C in average temperature. They were lifted and moved along the column. There were given some variation, i.e. bed height, particle's size, hole's number of the grid and superficial velocity. Pressure drop was measured by using water column manometer. Results of this research were compared to the theoretically estimation.

Result shows that the minimum fluidization velocity for particles whose mean diameter of 0,1896 mm and 0,3103 mm occurs in range of 0,13 – 0,2 m/sec. Pressure drop gradient of minimum fluidization are found in range of 18 – 24 kPa/m. While, the terminal velocity occurs at 1,8 – 2,0 m/sec.

**Keywords:** fluidization, solid-gas flow, iron sand - air, vertical straight tube, air superficial velocity, pressure drop

## LATAR BELAKANG

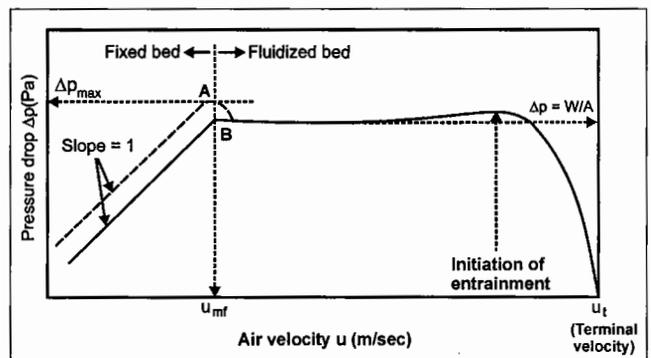
Aliran dua fase padat-gas (*solid-gas*) termasuk aliran multifase yang selama ini telah banyak diaplikasikan di dunia industri. Beberapa contoh di antaranya digunakan sebagai *fluidized bed combustor*, *cyclone pre-heater* pada industri semen, dan *electrostatic precipitator* untuk mengontrol emisi gas buang pabrik. Aliran padat-gas juga digunakan sebagai *pneumatic transport*, yakni teknik transportasi material padat dengan hembusan gas sebagai media pembawanya.

Dalam aliran dua fase padat-gas, banyak hal yang menarik untuk diamati dan dikaji, salah satunya adalah tentang fluidisasi. Fluidisasi adalah proses dimana tumpukan partikel padat (*bed*) yang diletakkan di atas *grid* atau plat berlubang mulai terangkat dan terbawa oleh gas atau fluida yang dihembuskan dari bawahnya. Proses ini berkaitan dengan beberapa hal, misalnya sifat partikel padatnya, sifat gas, serta pipa dan grid yang digunakan.

Penelitian ini mengkaji tentang proses fluidisasi dan aliran partikel pasir besi – udara di sepanjang pipa yang ditinjau. Penelitian dilakukan pada pipa lurus vertikal, berdiameter konstan, serta dalam keadaan adiabatik. Kajian meliputi pengaruh ketinggian bed, distribusi partikel dalam aliran, plat distributor yang digunakan serta kecepatan aliran gas terhadap penurunan tekanan (*pressure drop*) yang terjadi.

## DASAR TEORI

Fluidisasi minimum atau *incipient fluidization* adalah keadaan saat aliran udara mampu menghasilkan gaya hambat (*drag force*) pada partikel yang besarnya sama dengan berat partikel, sehingga bed partikel mulai terangkat dan mengalami ekspansi. Dilihat dari grafik gambar 1., fluidisasi minimum terjadi pada titik A atau B dimana terjadi peralihan dari kurva yang mendaki menuju bentuk kurva yang lebih datar, sehingga diperoleh kecepatan fluidisasi minimumnya sebesar  $u_{mf}$ .

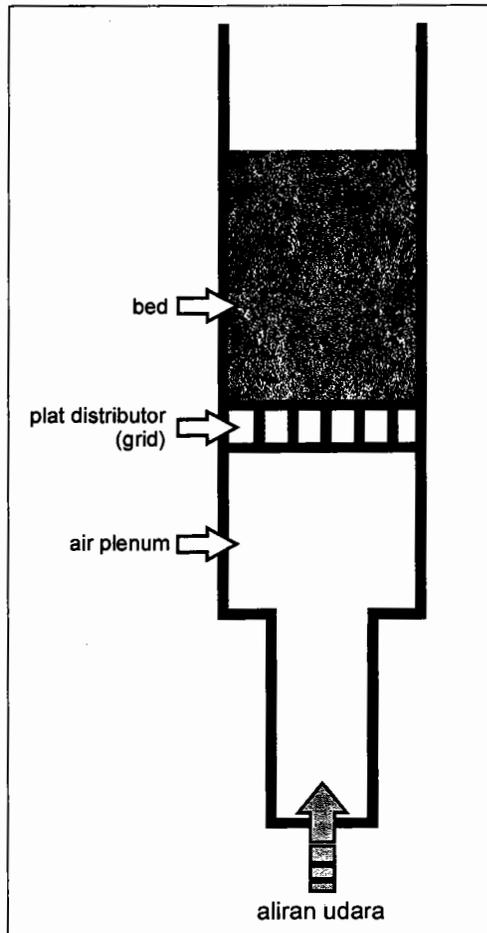


Gambar 1. Kurva fluidisasi

Seperti pada aliran gas – cair, proses fluidisasi juga memiliki beberapa pola aliran (*flow regime*). Pola-pola tersebut terjadi dalam bed yang diletakkan di atas plat distributor (*grid*).

<sup>1</sup> Budi Arifvianto, ST., Alumnus Jurusan Teknik Mesin, FT UGM

<sup>2</sup> Prof. Dr. Ir. Indarto, DEA., Dosen Jurusan Teknik Mesin, FT UGM



Gambar 2. Susunan bed dan plat distributor pada proses fluidisasi

Pola *fixed bed* terjadi pada interval kecepatan  $0 < U \leq U_{mf}$ . Partikel masih diam di atas plat distributor, sedangkan gas mengalir melalui celah-celah antar partikel tanpa mengakibatkan efek pengangkatan partikel. Pola *particulate fluidization* terjadi pada interval  $U_{mf} < U \leq U_{mb}$ . Partikel mulai terangkat dan bed mengalami ekspansi. Pola *bubbling fluidization* terjadi pada rentang kecepatan  $U_{mb} < U \leq U_{ms}$ . Gelembung mulai terbentuk di dekat distributor, kemudian terangkat dan membesar. Pola *slug (slugging regime)* terjadi pada interval kecepatan  $U_{ms} < U \leq U_k$ . Gelembung yang dihasilkan hampir memenuhi seluruh luasan penampang pipa. Stewart dan Davidson (1967) dalam Hetsroni (1982) memberikan persamaan untuk menentukan  $U_{ms}$  sebagai berikut.

$$U_{ms} = U_{mf} + 0,07\sqrt{gD} \quad (1)$$

Pola turbulen (*turbulent regime*) terjadi pada rentang kecepatan  $U_k < U \leq U_{tr}$ . Hembusan gas menyebabkan partikel terhambur di permukaan bed dan acak. Pola *fast fluidization* terjadi pada interval kecepatan  $U > U_{tr}$ . Pada pola ini, tidak ada partikel yang diam di atas plat distributor. Gas mengandung partikel-partikel

yang terdispersi di dalamnya dan bergerak ke atas. Tetapi di dekat dinding, partikel-partikel tersebut bergerak turun. Pola *pneumatic transport* terjadi bila kecepatan gas lebih tinggi daripada kecepatan saat pola *fast fluidization*. Secara fisik, tidak ada lagi partikel yang bergerak turun sekalipun di dekat dinding saluran.

Wen dan Yu (1966) dalam Hetsroni (1982) menyajikan persamaan matematis untuk menentukan kecepatan fluidisasi minimum berdasarkan bilangan Reynold (Re) dan Archimedes (Ar).

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (2)$$

$$Re_{mf} = \frac{\bar{d}_s U_{mf} \rho_G}{\mu_G} \quad (3)$$

$$Ar = \frac{\rho_G (\rho_s - \rho_G) g \bar{d}_s^3}{\mu_G^2} \quad (4)$$

Beberapa peneliti mendefinisikan konstanta  $C_1$  dan  $C_2$  sebagaimana pada tabel di bawah ini.

Tabel 1. Konstanta  $C_1$  dan  $C_2$

Peneliti	$C_1$	$C_2$
Wen dan Yu (1966)	33,70	0,0408
Richardson (1971)	25,70	0,0365
Inst. Gas Tech. (1978)	25,25	0,0651
Grace (1982)	27,20	0,0408

Sumber: Grace (1982) dalam Hetsroni (1982)

Untuk  $Ar < 10^3$ , maka ditentukan  $Re_{mf} = 7,5 \times 10^{-4} Ar$ , sehingga kecepatan fluidisasi minimum teoritik dapat ditentukan sebagai berikut.

$$U_{mf} = 0,00075 \frac{(\rho_s - \rho_G) g \bar{d}_s^2}{\mu_G} \quad (5)$$

Sedangkan bila  $Ar > 10^7$ , maka  $Re_{mf} = 0,202 Ar^{0,5}$ , sehingga dapat ditulis

$$U_{mf} = 0,202 \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_G) g \bar{d}_s}{\rho_G}} \quad (6)$$

Besarnya penurunan tekanan yang terjadi disajikan oleh Botterill (1983) dalam Howard (1983) sebagai berikut.

$$\Delta p_{mf} = \frac{m}{\rho_s \cdot A_b} (\rho_s - \rho_G) g \quad (7)$$

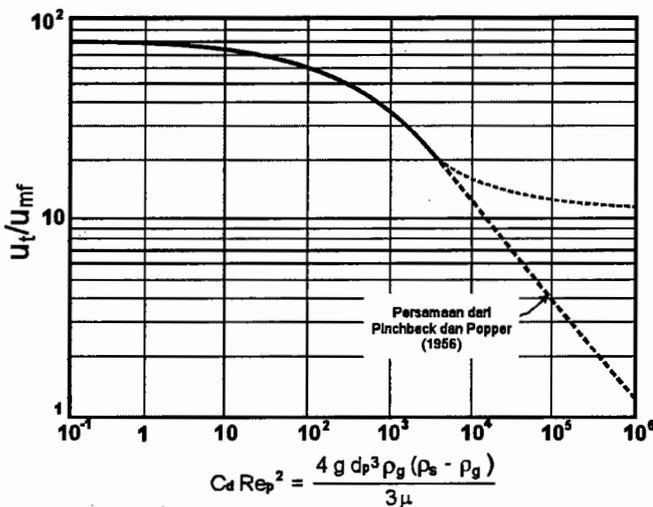
Dalam hal ini  $m$  adalah massa partikel bed dan  $A_b$  adalah luas penampang bed. Beberapa peneliti lain menyajikan persamaan penurunan tekanan dengan memasukkan faktor fraksi hampa pada saat terjadi fluidisasi minimum ( $\epsilon_{mf}$ ).

$$\Delta p_{mf} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_G)gL_{mf} \quad (8)$$

Hubungan antara bilangan Reynold dengan bilangan Archimedes pada kecepatan terminal ( $U_T$ ) dapat dituliskan sebagai berikut.

$$C_{D,T} Re_T^2 = \frac{4}{3} \frac{d_s^3 \rho_G g (\rho_s - \rho_G)}{\mu_G^2} = \frac{4}{3} Ar \quad (9)$$

Persamaan (9) dapat digunakan untuk mencari perbandingan  $U_T/U_{mf}$  berdasarkan grafik hasil penelitian Pinchbeck dan Popper (1956) dalam Kunii dan Levenspiel (1969) pada gambar 3. berikut ini.



Gambar 3. Grafik Pinchbeck dan Popper (1956) tentang hubungan  $C_{D,T}Re_T^2$  dengan  $U_T/U_{mf}$  (Kunii dan Levenspiel, 1969)

## PELAKSANAAN PENELITIAN

Penelitian dilakukan di laboratorium *Heat and Mass Transfer* (HMT) Pusat Studi Ilmu Teknik (PSIT) UGM. Sedangkan penentuan ukuran rata-rata partikel, dilakukan di laboratorium Hidrolika dan Hidrologi PSIT UGM.

## Bahan

Bahan penelitian diambil pasir besi sebagai fase padat dan udara sebagai fase gasnya.

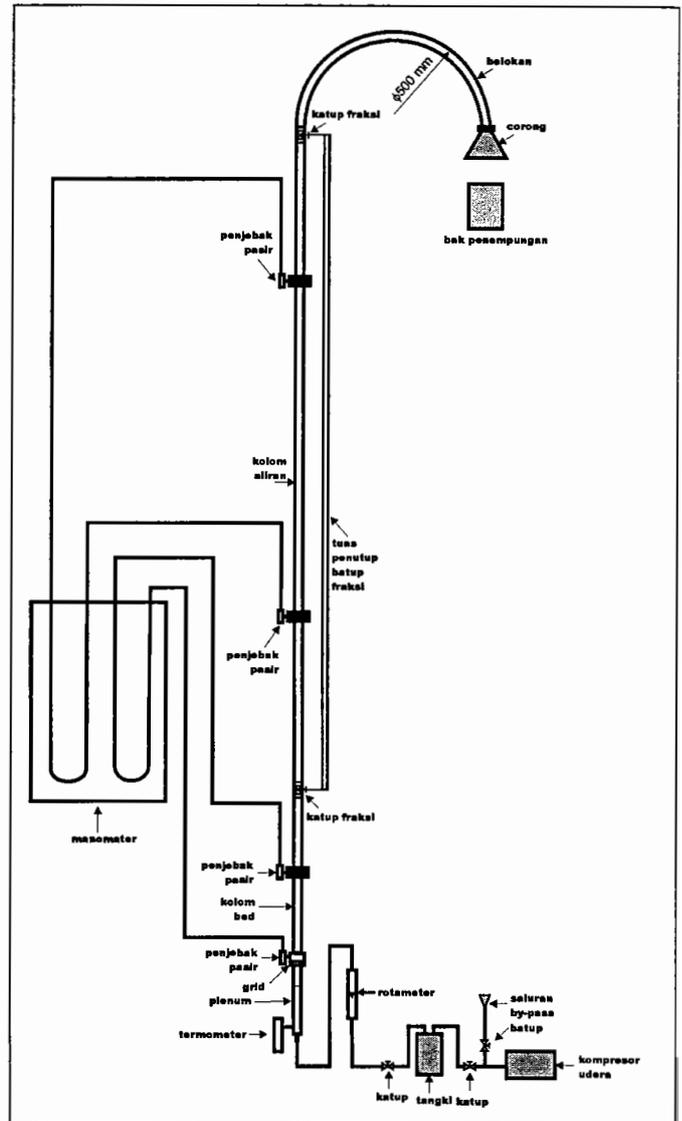
## Alat

Skema alat penelitian dapat dilihat pada gambar 4.

## Jalannya penelitian

Sebelum proses pengambilan data dilakukan, terlebih dahulu dilakukan (1) penentuan densitas pasir besi, (2) penentuan ukuran rata-rata partikel pasir besi; dan (3) kalibrasi rotameter. Selanjutnya, pasir besi

diisikan pada pipa bagian bed (*bed section*) hingga mencapai ketinggian yang ditentukan. Udara dihembuskan perlahan-lahan dengan mengatur katup masuk ke tangki, katup *by-pass* aliran, serta katup masuk ke instalasi sedemikian sehingga udara yang keluar dari tangki bertekanan  $1,0 - 1,1 \text{ kg/cm}^2$ . Untuk setiap skala rotameter yang diberikan, dilakukan pencatatan ketinggian air pada kaki-kaki manometer, temperatur aliran, keadaan aliran, serta pola aliran yang terbentuk.



Gambar 4. Skema alat penelitian

Pada saat aliran berada dalam keadaan *entrainment flow*, dimana tinggi air pada kaki manometer yang terhubung dengan kolom bed mulai mendekati atau sama dengan nol, katup fraksi ditutup untuk mengukur fraksi hampa yang terjadi pada seksi kolom uji aliran pasir besi-udara. Bersamaan dengan itu, katup *by-pass* dibuka agar udara dari kompresor dapat dibuang keluar sebelum masuk ke instalasi.

Percobaan diulangi dengan memvariasikan ketinggian bed, distribusi ukuran partikel pasir (diameter 0,1896 mm dan 0,3103 mm), serta grid yang digunakan (*single-orifice* atau *multi-orifice*).

Debit aliran partikel diukur dengan menghembuskan bed pasir besi pada kecepatan aliran udara saat terjadinya pola *entrainment flow*. Pasir yang keluar dari instalasi ditampung dalam bak penampung selam selang waktu yang ditentukan, dalam hal ini 60 detik.

### HASIL DAN PEMBAHASAN

Secara umum kurva fluidisasi terbagi dalam tiga daerah. Daerah pertama adalah daerah interval kecepatan dari 0 s.d. 0,13 m/s, dimana bed partikel masih berada dalam kondisi *fixed bed* atau *packed bed*. Daerah kedua dari grafik fluidisasi adalah daerah penurunan tekanan konstan, ketika kurva telah melewati kecepatan superfisial udara 0,13 m/s. Dengan demikian, kecepatan fluidisasi minimum pada grafik dapat diprediksi pada rentang kecepatan 0,13 s.d. 0,2 m/s. Nilai ini mendekati nilai kecepatan fluidisasi minimum yang diperoleh dari perhitungan

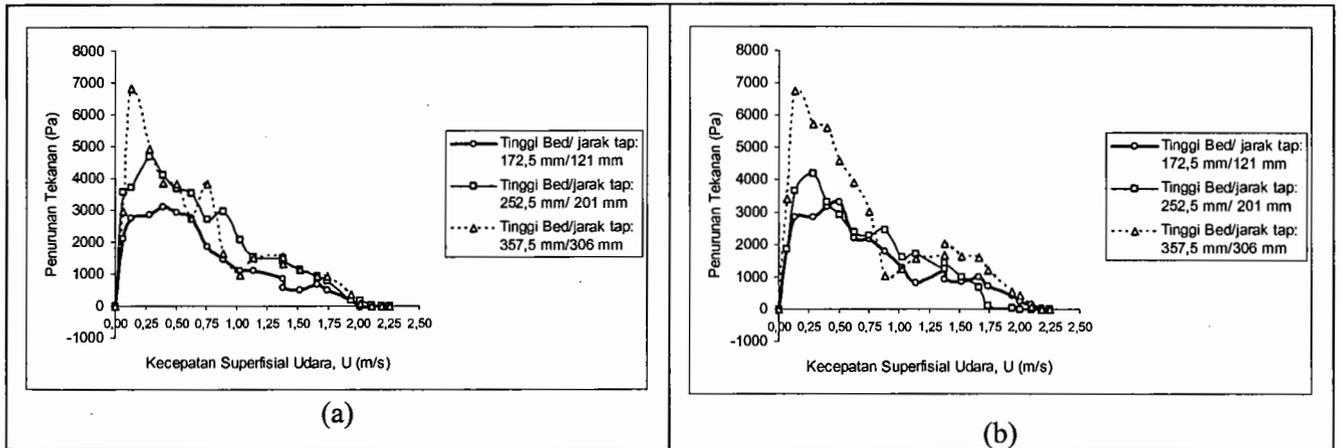
teoritis, terutama untuk bed yang memiliki diameter rata-rata partikel sebesar 0,3103 mm (lihat tabel 2).

Tabel 2. Kecepatan superfisial minimum fluidisasi teoritis

Peneliti	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$		$d_s = 0,3103 \text{ mm}$	
	$Ar = 0,9803 \times 10^3$		$Ar = 4,2974 \times 10^3$	
	$Re_{mf}$	$U_{mf}$ (m/s)	$Re_{mf}$	$U_{mf}$ (m/s)
Wen dan Yu (1966)	0,5883	0,0490	2,5081	0,1281
Richardson (1971)	0,6869	0,0574	2,8892	0,1475
Inst. Gas Tech. (1978)	1,2336	0,1031	5,0373	0,2572
Grace (1982)	0,7255	0,0606	3,0518	0,1558

Tabel 3. Penurunan tekanan fluidisasi minimum berdasarkan persamaan 7.

Tinggi Bed (mm)	Penurunan Tekanan (Pa) [persamaan 7]	Gradien Penurunan Tekanan (Pa/m)
172,5	5115,33	42275,52
252,5	8497,38	42275,52
357,5	12936,31	42275,52



Gambar 5. Karakteristik fluidisasi dengan grid *multi-orifice* dan diameter rata-rata partikel: (a) 0,1896 mm; (b) 0,3103 mm

Tabel 4. Penurunan tekanan fluidisasi minimum teoritis berdasarkan persamaan 8.

Tinggi Bed (mm)	$\epsilon_{mf}$ (Leva, 1959)		Penurunan Tekanan [Persamaan 8] (Pa)	
	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$	$d_s = 0,3103 \text{ mm}$	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$	$d_s = 0,3103 \text{ mm}$
172,5	0,44	0,42	2864,58	2966,90
252,5	0,44	0,42	4758,53	4928,48
357,5	0,44	0,42	7244,33	7503,06
Tinggi Bed (mm)	Gradien Penurunan Tekanan (Pa/m)			
	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$		$d_s = 0,3103 \text{ mm}$	
172,5	23674,29		24519,80	
252,5	23674,29		24519,80	
357,5	23674,29		24519,80	

Penurunan tekanan saat fluidisasi minimum nilainya berbeda-beda untuk setiap variasi ketinggian bed yang diberikan. Pada grafik gambar 5., untuk ketinggian bed 172,5 mm; 252,5 mm; dan 357,5 mm, penurunan tekanan konstan diperkirakan terjadi pada 2900 Pa; 3500 Pa; dan 4500 Pa. Bila diasumsikan fluidisasi terjadi pada puncak kurva, maka secara berturut-turut pula penurunan tekanan yang terjadi terjadi kurang lebih sebesar 2900 Pa; 4200 Pa; dan 6800 Pa.

Bila yang ditinjau saat kurva mengalami penurunan tekanan konstan, hasil penelitian menunjukkan angka yang lebih rendah dibanding perhitungan teoritis (tabel 3. dan 4.). Hal ini dimungkinkan karena adanya fluktuasi yang besar sehingga pengukuran tekanan dengan manometer kolom air kurang teliti. Untuk mengoreksi perbedaan ketinggian tap yang digunakan dalam penelitian, pada gambar 6. disajikan grafik hubungan antara kecepatan superfisial udara dengan gradien penurunan tekanan ( $dp/dz$ ).

Pada gambar 6., gradien penurunan tekanan saat fluidisasi minimum berada pada kisaran 18 hingga 24 kPa. Pada kecepatan superfisial udara 0,13 m/s, terdapat letupan-letupan di permukaan bed. Hal ini

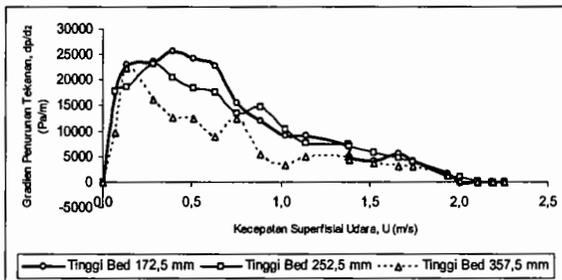
dimungkinkan karena terjadi gelembung (*bubble*) di bagian dalam bed. Bila kecepatan dinaikkan hingga 0,28 m/s, permukaan bed mulai naik secara signifikan akibat munculnya slug. Dengan menggunakan persamaan 1., maka kecepatan superfisial udara saat terjadinya slug dapat diprediksi secara teoritik sebagaimana pada tabel 5. berikut.

Tabel 5. Prediksi kecepatan superfisial udara saat terjadi slug

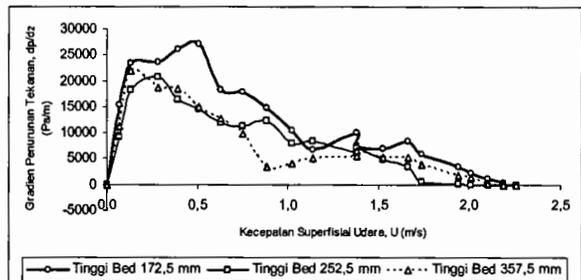
$U$	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$	$d_s = 0,3103 \text{ mm}$
$U_{ms} \text{ (m/s)}$	0,0946	0,1898

Tabel 6. Kecepatan superfisial udara teoritis pada saat mencapai titik terminal

Peneliti	$U_T \text{ (m/s)}$	
	$d_s = 0,1896 \text{ mm}$	$d_s = 0,3103 \text{ mm}$
Wen dan Yu (1966)	1,4210	2,3058
Richardson (1971)	1,6646	2,6550
Inst. Gas Tech. (1978)	2,9899	4,6296
Grace (1982)	1,7574	2,8044

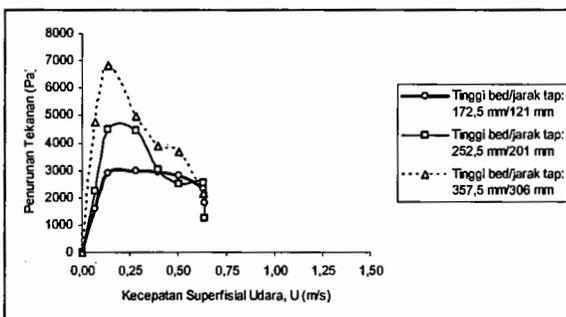


(a)

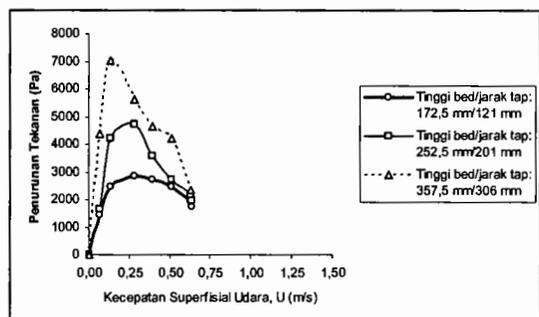


(b)

Gambar 6. Hubungan kecepatan superfisial udara dengan gradien penurunan tekanan pada bed dengan grid *multi-orifice* untuk diameter partikel: (a) 0,1896 mm; (b) 0,3103 mm



(a)

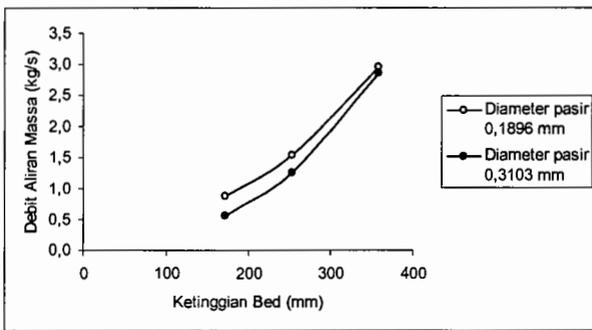


(b)

Gambar 7. Karakteristik fluidisasi dengan grid *single-orifice* dan diameter rata-rata partikel: (a) 0,1896 mm; (b) 0,3103 mm

Jika dibandingkan, maka pola slug dalam penelitian yang terjadi pada interval kecepatan 0,13 s.d. 0,28 m/s sudah mendekati prediksi yang diberikan dalam tabel 5. di atas.

Daerah ketiga adalah pada saat kurva fluidisasi mulai bergerak turun atau *entrainment flow*. Pada grafik gambar 6., umumnya kurva mulai bergerak turun pada rentang kecepatan 0,63 s.d. 0,88 m/s. Kurva tersebut terus bergerak turun hingga memotong sumbu mendatar grafik di titik  $U_T$ . Pada grafik gambar 6. terdapat kecenderungan bahwa  $U_T$  mulai terjadi pada angka 1,8 s.d. 2,0 m/s. Hal ini sudah mendekati hasil perhitungan secara teoritis yang diperoleh dari kombinasi tabel 1. dan gambar 4. Besarnya  $U_T$  teoritis ini disajikan pada tabel 6. di atas.



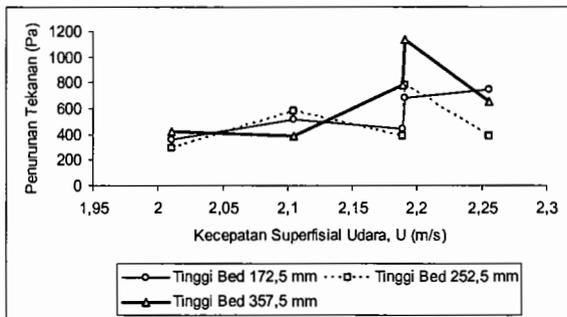
Gambar 8. Grafik hubungan ketinggian bed dengan debit aliran massa partikel

Dari grafik pada gambar 7. terlihat bahwa kurva fluidisasi dengan grid *single-orifice* berhenti pada kisaran 0,60 s.d. 0,75 m/s atau sebelum mencapai kecepatan terminal. Karakteristik seperti ini dipengaruhi oleh adanya penurunan tekanan aliran udara ketika melewati lubang orifice. Untuk diameter lubang orifice yang sama, penurunan tekanan yang terjadi untuk grid *multi-orifice* lebih kecil daripada grid *single-orifice*, sehingga gaya yang dihasilkan

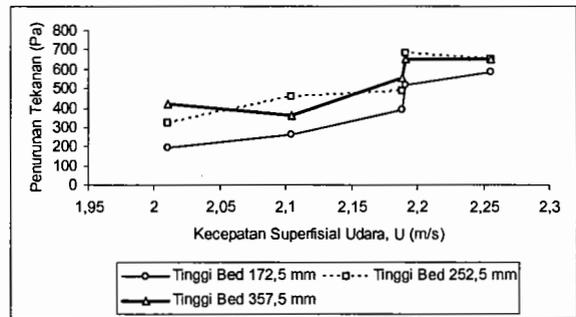
dapat mengangkat bed atau partikel ke atas lebih tinggi.

Pada gambar 8., tampak bahwa semakin tinggi bed, maka akan semakin besar debit partikel yang dapat dialirkan. Partikel yang memiliki diameter rata-rata 0,1896 mm mempunyai laju aliran yang lebih besar daripada partikel dengan diameter rata-rata 0,3103 mm. Hal ini disebabkan setiap satuan partikel dengan diameter 0,1896 mm mempunyai massa yang lebih kecil, sehingga partikel lebih ringan dan mudah diangkat ke atas daripada partikel dengan diameter 0,3103 mm. Meskipun demikian, hasil pengukuran debit partikel ini bersifat kasar dan kurang tepat bila dijadikan dasar untuk menghitung kecepatan partikel dalam saluran. Hal ini disebabkan adanya aliran yang tidak kontinu ketika melewati belokan 180° yang mengarahkan aliran ke bak penampungan. Pada saat melewati belokan ini, partikel cenderung berhenti dan membentuk deposit di bagian masuk belokan dan bawah belokan.

Kurva penurunan tekanan pada saat campuran partikel pasir besi – udara mengalir semakin naik seiring dengan kenaikan kecepatan superfisial udara yang diberikan. Hal ini menunjukkan bahwa pada kecepatan rendah terjadi fase encer (*dilute phase*). Bila kecepatan superfisial udara terus dinaikkan, maka semakin banyak partikel di atas bed yang terangkat dan mengalir, sehingga terjadi fase menjadi lebih pekat (*dense phase*). Pada grafik gambar 9., baik (a) maupun (b) terdapat belokan tajam yang terjadi di sekitar kecepatan 2,2 m/s. Belokan ini menunjukkan transisi dari fase encer menuju fase pekat. Pada bed dengan ketinggian 252,5 mm dan 357,5 mm, setelah membelok tajam, terdapat kecenderungan kurva bergerak turun. Hal ini disebabkan aliran partikel yang bergerak sangat cepat melewati seksi uji, sementara bed bersifat stasioner, sehingga aliran berubah menjadi satu fase udara yang memiliki penurunan tekanan yang relatif sangat kecil dibandingkan dua fase padat – gas.



(a)



(b)

Gambar 9. Karakteristik penurunan tekanan pada aliran pasir besi – udara dalam pipa lurus vertikal, (a) diameter rata-rata partikel 0,1896 mm; (b) diameter partikel 0,3103 mm

Ketinggian bed mempengaruhi karakteristik penurunan tekanan aliran yang terjadi. Bed dengan ketinggian 357,5 mm mempunyai penurunan tekanan yang paling tinggi, kemudian berturut-turut diikuti oleh bed dengan ketinggian 252,5 mm dan 172,5 mm. Hal ini menunjukkan bahwa untuk kecepatan superfisial udara yang sama, aliran dengan ketinggian bed 357,5 mm cenderung lebih mudah mencapai fase pekat dibandingkan kedua bed yang lain.

## KESIMPULAN

1. Untuk ukuran lubang yang sama, grid *single-orifice* menyebabkan fluida yang mengalir melaluinya mengalami penurunan tekanan yang lebih besar daripada grid *multi-orifice*. Hal ini menyebabkan fluida yang melewati grid *single-orifice* tidak dapat mengangkat partikel lebih tinggi daripada grid *multi-orifice*.
2. Semakin tinggi bed, untuk penampang dan jenis partikel yang sama, mengakibatkan penurunan tekanan saat fluidisasi juga semakin besar.
3. Untuk proses fluidisasi pada kolom pipa berdiameter 24 mm, partikel pasir besi dengan diameter rata-rata 0,1896 mm dan 0,3103 mm, kecepatan superfisial udara saat terjadi fluidisasi minimum sebesar 0,13 s.d. 0,2 m/s. Nilai ini mendekati hasil perhitungan teoritik dengan persamaan yang diberikan oleh Wen & Yu (1967), Richardson (1971), Inst. Gas Tech. (1978) dan Grace (1982). Sedangkan kecepatan terminal udara terjadi pada interval kecepatan 1,8 s.d. 2,0 m/s sesuai dengan grafik estimasi yang diberikan oleh Pinchbeck dan Popper (1956). Gradien penurunan tekanan saat proses fluidisasi pasir besi berlangsung berkisar antara 18 s.d. 24 kPa/m.
4. Ukuran partikel yang digunakan tidak menunjukkan perbedaan karakteristik penurunan tekanan dalam penelitian ini. Tetapi, partikel dengan diameter rata-rata lebih kecil cenderung debit aliran partikelnya lebih besar daripada debit partikel dengan diameter yang lebih besar.
5. Selama proses fluidisasi berlangsung, terjadi fluktuasi aliran udara yang cukup besar, terutama pada saat terjadi pola slug dan turbulen.

## UCAPAN TERIMA KASIH

Dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada Kepala Laboratorium *Heat and Mass Transfer* (HMT) Pusat Studi Ilmu Teknik (PSIT) UGM atas izin dan fasilitas yang telah diberikan, serta kepada teknisi laboratorium yang juga telah memberikan bantuan selama penelitian.

## DAFTAR NOTASI DAN SIMBOL

### Huruf Roman

- $A$  = luas penampang ( $m^2$ )  
 $Ar$  = bilangan Archimedes

- $C$  = konstanta  
 $C_D$  = koefisien gaya hambat  
 $D$  = diameter saluran (m)  
 $d$  = diameter partikel (m)  
 $g$  = gravitasi ( $9,807 m/s^2$ )  
 $L$  = panjang (m)  
 $m$  = massa (kg)  
 $p$  = tekanan (Pa,  $kg/cm^2$ )  
 $Re$  = bilangan Reynold  
 $U$  = kecepatan aliran (m/s)  
 $dp/dz$  = gradien penurunan tekanan  
 $du/dy$  = gradien kecepatan

### Subskrip

- $b$  = bubble (gelembung)  
 $G$  = gas  
 $m$  = mixture/campuran  
 $mb$  = kondisi minimum terjadinya gelembung  
 $mf$  = kondisi minimum terjadinya fluidisasi  
 $ms$  = kondisi minimum terjadinya slug  
 $k$  = kondisi minimum terjadinya turbulensi  
 $tr$  = kondisi minimum terjadinya *fast fluidization*  
 $S$  = solid (padat, partikel)  
 $T$  = terminal

### Huruf Yunani

- $\mu$  = viskositas absolut ( $kg/m.s$ )  
 $\varepsilon$  = fraksi hampa  
 $\nu$  = viskositas kinematis ( $m^2/s$ )  
 $\rho$  = densitas ( $kg/m^3$ )

## DAFTAR PUSTAKA

- Benedict, R. P., 1980, *Fundamentals of Pipe Flow*, John Wiley & Sons, New York.  
 Borman, G. L. dan K. W. Raglan, 1998, *Combustion Engineering*, McGraw-Hill, New York.  
 Dadhe, S., 1999, Combustion of Coal in Fluid Bed Combustor, *Proceedings International Conference on Clean and Efficient Coal Technology in Power Generation, Jakarta, November 1-2, 1999*, 112-126.  
 Hetsroni, G., 1982, *Handbook of Multiphase Systems*, Hemisphere Publishing Corporation, Washington.  
 Howard, J. R., 1983, *Fluidized Beds: Combustion and Applications*, Applied Science Published, London.  
 Kunii, D. dan O. Levenspiel, 1969, *Fluidization Engineering*, John Wiley & Sons Inc., New York.  
 Leva, M., 1959, *Fluidization*, McGraw-Hill Book Company Inc., New York.  
 Streeter, V. L., 1961, *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill Book Company, New York.  
 Wallis, G.B., 1969, *One-dimensional Two-phase Flow*, McGraw-Hill, New York.  
 White, F. M., 1994, *Fluid Mechanics*, McGraw-Hill Book Company Inc., New York.