



UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO DE MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXPERIMENTAL SOBRE VELOCIDADE DE
CAPTURA EM SISTEMAS DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO**

UFPA / CT / PPGEM

UFPA / CT / PPGEM

BELÉM - PARÁ

2006

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO DE MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXPERIMENTAL SOBRE VELOCIDADE DE
CAPTURA EM SISTEMAS DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO**

LUIZ MOREIRA GOMES

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA À BANCA
EXAMINADORA APROVADA PELO
COLEGIADO DO CURSO DE MESTRADO EM
ENGENHARIA MECÂNICA DO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA
MECÂNICA DO CENTRO TECNOLÓGICO DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ, COMO
REQUISITO PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO
DE MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA.**

UFPA / CT / PPGEM
BELÉM - PARÁ

2006

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO DE MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXPERIMENTAL SOBRE VELOCIDADE DE
CAPTURA EM SISTEMAS DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO**

LUIZ MOREIRA GOMES

UFPA / CT / PPGEM

Orientador

Prof. Dr. André Luiz Amarante Mesquita (UFPA)

UFPA / CT / PPGEM

BELÉM - PARÁ

2006

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ
CENTRO TECNOLÓGICO
CURSO DE MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE EXPERIMENTAL SOBRE VELOCIDADE DE
CAPTURA EM SISTEMAS DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO**

LUIZ MOREIRA GOMES

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA À BANCA EXAMINADORA
APROVADA PELO COLEGIADO DO CURSO DE MESTRADO
EM ENGENHARIA MECÂNICA DO CENTRO TECNOLÓGICO
DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ, COMO
REQUISITO PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM
ENGENHARIA MECÂNICA.

Prof. Dr. André Luiz Amarante Mesquita (UFPA)
Orientador

Profa. Dr^a Carmem Gilda B. T. Dias
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Mecânica (UFPA)

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Paulo Selegim Júnior (USP-EESC)
Membro

Prof. Dr. Lênio José Guerreiro de Faria (UFPA)
Membro

Prof. Dr. Daniel Onofre de Almeida Cruz (UFPA)
Membro

DEDICATÓRIA

*A minha mãe Irene Moreira Gomes
e a minha irmã Domingas Moreira Rosa*

AGRADECIMENTOS

A Deus por estar sempre ao meu lado, me dando forças.

Ao meu orientador, Prof. Dr. André Luiz Amarante Mesquita pelas sugestões, incentivo e apoio essenciais ao desenvolvimento desse trabalho.

Ao Professor M.Sc. Lázaro João Santana da Silva pelo constante apoio, sugestões e companheirismo.

Ao Professor Ph. D. Cláudio José Cavalcante Blanco, pela motivação, apoio e amizade.

Aos alunos Arnessen, Sérgio e Marcelo, pelo apoio e amizade.

Ao professor M.Sc. José Antonio da Silva Souza, do Depto. de Eng. Química e de Alimentos da UFPA por ter me cedido o Laboratório que possibilitou a análise granulométrica do material utilizado nesse trabalho, e ao seus alunos Leonan e Tauany, por terem me auxiliado nas medições.

Aos professores M.Sc. Gonçalo Rendeiro e M.Sc. Robson Evilásio, do Grupo de Biomassa por terem me cedido alguns instrumentos utilizados nas medições.

Ao mestrando Paulo Douglas Santos de Vasconcelos, que me ajudou a fazer as imagens no microscópio das partículas de areia.

Ao mestrando Fábio Vinícius Vieira Bezerra pela amizade.

Agradeço a todos aqueles que direta ou indiretamente colaboraram para a elaboração deste trabalho.

RESUMO

A velocidade de transporte é um dos mais importantes parâmetros no transporte pneumático de sólidos. O êxito no transporte de materiais particulados depende da predição ou da determinação da velocidade mínima de transporte. Uma velocidade acima daquela necessária ao transporte estável das partículas sólidas conduz a um grande consumo de energia devido ao aumento na perda de pressão do sistema, degradação dos sólidos e abrasão dos sólidos e da tubulação. Já uma velocidade abaixo desse valor limite certamente resultará na deposição das partículas sólidas para o fundo da tubulação e conseqüentemente o entupimento desta. Neste trabalho, uma técnica para medir a velocidade mínima de captura de partículas sólidas em uma tubulação na direção horizontal em um sistema de Transporte Pneumático é desenvolvida. Ela baseia-se em observações visuais do comportamento das partículas ao ocorrer a captura, em medidas da velocidade de operação do gás e da massa das partículas capturadas. É realizada ainda a análise qualitativa de alguns parâmetros que influenciam na velocidade de captura das partículas, permitindo uma maior compreensão dos fenômenos envolvidos.

Palavras-chave: Velocidade de Captura, diâmetro da partícula; Transporte Pneumático.

ABSTRACT

The transport velocity is one of the most important parameters in the pneumatic transport of solids. The success of the particulates materials conveying depends on the prediction or the determination of the minimum velocity of transport. The velocity above of that necessary to the steady transport of solid particles leads to a great energy consumption due to an increased pressure drop of the system, solids degradation and abrasion of solids and of the tube. On the other hand, a velocity below of this boundary-value certainly will result on the deposition of solid particles for bottom of the tube and its consequently blockage. In this work, a technique to measure the minimum pickup velocity of solid particles in horizontal pneumatic conveying has been developed. It is based on visual observation of the particles behavior when occurring the capture, on measures of the velocity of operation of the gas and the mass of captured particles. The qualitative analysis of some parameters is made still that influence in the pickup velocity of particles, allowing a bigger understanding of the involved phenomena.

Keywords: Pickup Velocity, particle diameter, pneumatic transport

SUMÁRIO

	p.
LISTA DE FIGURAS.....	iii
LISTA DE TABELAS.....	vii
NOMENCLATURA	x
CAPÍTULO 1	01
1 INTRODUÇÃO	01
1.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS	01
1.2 OBJETIVOS E CONTRIBUIÇÕES	03
CAPÍTULO 2	05
2 O ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO	05
2.1 INTRODUÇÃO.....	05
2.2 O ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO	05
2.2.1 Tipos de Transporte Pneumático	07
2.2.2 Sistemas de Fase Diluída	08
2.2.3 Sistemas de Fase Densa.....	10
2.3 VELOCIDADES MÍNIMAS EM SISTEMAS TRANSPORTE PNEUMÁTICO	11
2.3.1 Queda de pressão no leito em função da velocidade do gás.....	11
2.3.2 Velocidade de “Chocking”	12
2.3.3 Velocidade de “Saltation”	16
CAPÍTULO 3	18
3 VELOCIDADES “PICKUP” E “SALTATION”	18
3.1 INTRODUÇÃO.....	18
3.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
CAPÍTULO 4	32

4 METODOLOGIA	32
4.1 DESCRIÇÃO DA BANCADA.....	32
4.2 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA.....	35
4.2.1 Metodologia da Análise Granulométrica	36
4.3 MEDIDA DA MASSA ESPECÍFICA DA AREIA	39
4.4 MEDIDA DA VELOCIDADE MÉDIA DO AR	40
4.4.1 Metodologia de Medição	42
4.5 CORRELAÇÃO PARA DETERMINAR A VELOCIDADE MÉDIA DE OPERAÇÃO DO GÁS	47
4.6 MEDIDA DA VELOCIDADE DE CAPTURA.....	48
CAPÍTULO 5	53
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	53
5.1 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA.....	53
5.2 MEDIDA DA VELOCIDADE MÉDIA DO AR	58
5.3 CORRELAÇÃO PARA DETERMINAR A VELOCIDADE MÉDIA DE OPERAÇÃO DO GÁS	64
5.4 MEDIDA DA VELOCIDADE DE CAPTURA	70
CAPÍTULO 6	93
6 CONCLUSÃO.....	93
6.1 CONSIDERAÇÕES FINAIS	93
6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	95
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	96

LISTA DE FIGURAS

p.

CAPÍTULO 1

Figura 1 - Fluxo de ar em fase diluída na direção horizontal. (a) Velocidade do ar acima da velocidade mínima de transporte; (b) Velocidade do ar abaixo da velocidade mínima de transporte. (Cabrejos et al, 1994)	02
---	----

CAPÍTULO 2

Figura 2 - Um típico sistema com pressão positiva (Mills et al, 2004)	06
Figura 3 - Um típico sistema com pressão negativa (Mills et al, 2004).	07
Figura 4 - Sistema em fase diluída (Fonte: Dynamic Air, 2003)	09
Figura 5 - Transporte em fase diluída (Fonte: Rhodes, 2001).	09
Figura 6 - Sistema de fase densa (Fonte: Dynamic Air, 2003)	11
Figura 7 - Diagrama geral de queda de pressão no leito em função da velocidade do gás (Klinzing et al, 1990 – com modificações).	12
Figura 8 - Diagrama geral para o transporte pneumático vertical em fase diluída (KNOWLTON, 1986)	13
Figura 9 - Diagrama de classificação de pós para fluidização (Geldart, 1973 apud Yang, 1998).	15
Figura 10 - Diagrama geral para o transporte pneumático horizontal em fase diluída (Knowlton, 1986).	16

CAPÍTULO 3

Figura 11 - Representação esquemática do mecanismo de “Pickup” (Cabrejos et al, 1994). .	18
--	----

Figura 12 - Representação esquemática do mecanismo de “Saltation”, (Cabrejos et al, 1994)	19
Figura 13 - Procedimento para criar camada de partículas no fundo do tubo de vidro (Cabrejos et al, 1992).	21
Figura 14 - Condição de equilíbrio correspondente à velocidade mínima de Captura, (Cabrejos et al, 1992).	22
Figura 15 - Representação esquemática do perfil de velocidade de duas partículas de diferentes tamanhos no fundo de uma tubulação mostrando a espessura da subcamada laminar δ_1 (Cabrejos e Klinzing, 1992).	23

CAPÍTULO 4

Figura 16 - Bancada Experimental. Vista à montante do duto de medição da velocidade do ar (Fonte: GTDEM – UFPA).	33
Figura 17 - Bancada Experimental. Vista à montante da tubulação de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA).	33
Figura 18 - Esquema da Bancada Experimental, mostrando detalhe no tubo de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA)	34
Figura 19 - Diâmetros equivalentes esféricos representando propriedades tri – dimensionais das partículas irregulares.	35
Figura 20 - Pesagem do material a ser utilizado na análise granulométrica.	37
Figura 21 - Diâmetro de abertura (em micrômetros) das peneiras utilizadas na análise granulométrica. (Fonte: GTDEM-UFPA).	38
Figura 22 - Pressões Estática, Total e Dinâmica.	40
Figura 23 - Locais de medição da pressão estática e de estagnação.	41
Figura 24 - Elemento infinitesimal de área dA	45
Figura 25 - Curva dos valores da velocidade em função do raio medido. Tubo de 2 pol.	47
Figura 26 - Velocidade média do ar em função da pressão dinâmica medida no centro do tubo.	48
Figura 27 - Partículas de areia no fundo da tubulação de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA)	49
Figura 28 - Perda de massa x velocidade média.	50

Figura 29 - Acoplamentos de nylon para conectar os tubos de vidro na tubulação de PVC. (Fonte: GTDEM-UFPA)	52
---	----

CAPÍTULO 5

Figura 30 - Percentual de massa retida x abertura da peneira (I).	55
Figura 31 - Percentual de massa retida x abertura da peneira (II).	55
Figura 32 - Percentual de massa retida x abertura da peneira (III).	56
Figura 33 - Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (I).	56
Figura 34 - Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (II).	57
Figura 35 - Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (III).	57
Figura 36 - Curva da velocidade do gás em função do raio do duto.	63
Figura 37 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 22 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	71
Figura 38 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 48,5 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	71
Figura 39 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 63,5 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	72
Figura 40 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 89,5 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	72
Figura 41 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	73
Figura 42 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 253,5 \mu\text{m}$ - D = 2 pol.	73
Figura 43 - Perda de massa em função da velocidade média do ar (valores médios)-	

D = 2 pol.	74
Figura 44 - Comparação entre as velocidades de operação do gás – D = 2 pol.	75
Figura 45 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – D = 2 pol.	76
Figura 46 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – D = 3 pol.	76
Figura 47 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – D = 4 pol.	77
Figura 48 - Perda de massa em função da velocidade média do ar (valores médios) – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$	77
Figura 49 - Velocidade de Captura em função do Diâmetro da Tubulação – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$	78
Figura 50 - Velocidade de Captura adimensional em função do diâmetro da tubulação adimensional.	79
Figura 51 - Velocidade de captura x diâmetro médio das partículas.....	81
Figura 52 - Comparação entre velocidades de captura (Fonte: Cabrejos et al, 1994).	82
Figura 53 - Comparação entre velocidades de captura.	83
Figura 54 - Forma das partículas de areia – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).	84
Figura 55 - Forma das partículas de areia – $d_p = 48,5 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).	85
Figura 56 - Forma das partículas de areia – $d_p = 22 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).	85
Figura 57 - Perda de massa em função da velocidade média do ar $d_{pm} = 205,2 \mu\text{m}$	86
Figura 58 - Partículas em suspensão na corrente do ar (Fonte: GTDEM-UFPA).	88
Figura 59 - Arrasto das partículas ocorrendo a jusante da camada do material (Fonte: GTDEM-UFPA).	89
Figura 60 - Região de vazio na camada de partículas (a) - Fonte: GTDEM-UFPA.	90
Figura 61 - Região de vazio na camada de partículas (b) - Fonte: GTDEM-UFPA.	90
Figura 62 - Região de vazio na camada de partículas (c) - Fonte: GTDEM-UFPA.	91
Figura 63 - Compressão da camada de partículas a partir do topo (Fonte: GTDEM- UFPA).	92
Figura 64 - Compressão da camada de partículas. As forças eletrostáticas mantém as partículas “coladas” (Fonte: GTDEM-UFPA).	92

LISTA DE TABELAS

p.

CAPÍTULO 2

Tabela 1 - Classificação dos sistemas em função da razão do fluxo de massa. Fonte: Klizing at al (1997).....	08
Tabela 2 - Sumário das equações de velocidade de “Choking”.	08

CAPÍTULO 4

Tabela 3 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas. ..	46
---	----

CAPÍTULO 5

Tabela 4 - Análise Granulométrica I - Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.	53
Tabela 5 - Análise Granulométrica II - Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.	54
Tabela 6 - Análise Granulométrica III - Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.	54
Tabela 7 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador :150 RPM.	58
Tabela 8 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 300 RPM.	59
Tabela 9 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 450 RPM.	59
Tabela 10 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 600 RPM.	60

Tabela 11 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 750 RPM.	60
Tabela 12 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 900 RPM.	61
Tabela 13 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1050 RPM.	61
Tabela 14 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1200 RPM.	62
Tabela 15 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1350 RPM.	62
Tabela 16 - Pressão Dinâmica ($R=0$) x Velocidade Média (equação 44).	63
Tabela 17 - Velocidades Médias (equações 44 e 47), desvios absoluto e relativo dos valores de velocidades.	64
Tabela 18 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento I	65
Tabela 19 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento II	65
Tabela 20 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento III	65
Tabela 21 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm – Experimento I	66
Tabela 22 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm – Experimento II	66
Tabela 23 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm – Experimento III	66
Tabela 24 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm – Experimento I	67
Tabela 25 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm – Experimento II	67
Tabela 26 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm – Experimento III	67

Tabela 27 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm – Experimento I	68
Tabela 28 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm – Experimento II	68
Tabela 29 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm – Experimento III	68
Tabela 30 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm – Experimento I	69
Tabela 31 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm – Experimento II	69
Tabela 32 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm – Experimento III	69
Tabela 33 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm – Experimento I	70
Tabela 34 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm – Experimento II	70
Tabela 35 - Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm – Experimento III	70
Tabela 36 - Comparação entre as velocidades de captura – $D = 2 \text{ pol}$	74
Tabela 37 - Velocidades de Captura em função do diâmetro do duto - $d_p = 179,5 \mu\text{m}$	78
Tabela 38 - Comparação da velocidade de captura calculada com o uso da equação (23) e a velocidade de captura medida experimentalmente – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$	78
Tabela 39 - Velocidade de captura média, maior desvio absoluto e maior desvio relativo das velocidades de captura obtidas com relação aos valores médios da velocidade de captura.	81
Tabela 40 - Comparação da velocidade de captura da areia com a velocidade de captura do vidro.	84
Tabela 41 - Comparação das velocidades de captura.	87

NOMENCLATURA

Símbolo	Descrição	Unidade
A	Área transversal do tubo,	m ²
A _H	Constante de Hamaker	erg
A _{livre}	Área livre da secção transversal do tubo	m ²
A _p	Área da partícula projetada num plano normal ao escoamento	m ²
Ar	Número de Arquimedes	
C _D	Coefficiente de arrasto de uma partícula sólida isolada	
d _g	Diâmetro geométrico	m
d _p	Diâmetro da partícula sólida	m
d _{pm}	Tamanho médio representativo da amostra das partículas	m
d _{sv}	Diâmetro de uma esfera possuindo a mesma razão superfície-volume que a partícula	m
D	Diâmetro do tubo	m
D ₅₀	Diâmetro do tubo igual a 50 mm	m
F _a	Força de aderência	N
F _b	Força de empuxo	N
F _r	Número de Froude	
F _D	Força de arrasto sobre uma partícula isolada	N
f _g	Fator de atrito do gás com a parede do tubo	
F _g	Força gravitacional	N
F _s	Força de sustentação cisalhante	N
f _s	Fator de atrito das partículas sólidas com a parede do tubo	
g	Aceleração da gravidade	m/s ²
G	Fluxo de massa do gás	kg/(m ² s)
G _s	Fluxo de massa de sólidos	kg/(m ² s)
L	Comprimento do tubo	m
m _p	Massa da partícula sólida isolada	kg
M _{retida}	Massa das partículas retidas	kg
M _{total}	Massa total	kg
m ₁	Quantidade de massa que entra no volume de controle em um	kg/s

	intervalo de tempo	
\dot{m}_2	Quantidade de massa que sai do volume de controle no mesmo intervalo de tempo	kg/s
P	Pressão	N/m ²
p_0	Pressão atmosférica	N/m ²
p_1	Pressão estática	N/m ²
p_2	Pressão de estagnação	N/m ²
ΔM	Percentual de massa retida entre duas peneiras adjacentes	
ΔP	Perda de carga	N/m ²
ΔP_c	Perda de carga no centro do duto	N/m ²
Δp_g	Pressão manométrica	N/m ²
R	Constante universal dos gases	N.m/(kg.K)
Re	Número de Reynolds	
Re _p	Número de Reynolds, definido a partir da velocidade relativa	
Re _p [*]	Número de Reynolds modificado	
R ₀	Raio interno	m
S	Espaçamento entre partículas	m
T	Temperatura absoluta	K
U	Velocidade superficial do gás	m/s
U _{ch}	Velocidade crítica em tubo vertical	m/s
U _c	Velocidade mínima de captura	m/s
U _{c50}	Velocidade de captura medida em uma tubulação com diâmetro de 50 mm	m/s
U _{salt}	Velocidade crítica em tubo horizontal	m/s
U _t	Velocidade terminal do sólido	m/s
V _m	Velocidade média	m/s
v ₁	Velocidade no ponto onde é medida a pressão estática	m/s
v ₂	Velocidade no ponto onde é medida a pressão de estagnação	m/s
V'	Velocidade da partícula nas condições do "chocking"	m/s
v _r	Velocidade do ar como função do raio do duto	m/s
X _S	Razão entre o carregamento de sólidos e o de gás	
w _{fo}	Velocidade relativa entre sólidos e gás no "chocking"	m/s
W _g	Vazão mássica do gás	kg/s

W_s	Vazão mássica dos sólidos	kg/s
δ_l	Espessura da subcamada laminar	m
ε	Porosidade	
ε_{ch}	Porosidade no “chocking”	
μ	Viscosidade do gás	kg/(m.s)
ρ	Massa específica do gás	kg/m ³
ρ_s	Massa específica da partícula sólida	kg/m ³
ν	Viscosidade cinemática do fluido	m ² /s
ϕ	Esfericidade	

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS

O transporte de materiais através de tubulação remonta há muito tempo. Os romanos, por exemplo, transportavam água em dutos de chumbo, enquanto que os chineses conduziam gás natural em dutos de bambu. O primeiro transporte de sólidos em tubulação que se tem registro utilizando o ar como gás de transporte data de 1866 (KLINZING et al., 1997). A primeira grande aplicação de transporte pneumático foi o transporte a vácuo de grãos no final do século XIX. Por volta de 1925, o transporte de grãos em sistemas de pressão positiva e negativa já era comum. A partir daí o uso de sistemas de transporte pneumático cresceu bastante e houve um grande aumento na variedade e quantidade dos sólidos particulados que eram manuseados em tais sistemas. (KLINZING et al., 1997).

Atualmente o transporte de sólidos mediante a utilização de sistemas de Transporte Pneumático está estabelecido em muitos segmentos industriais destacando-se o de processamento de minério, indústrias químicas, indústrias de beneficiamento de grãos e indústrias alimentícias. Entretanto os fenômenos relacionados ao transporte pneumático ainda são considerados de natureza bastante complexa, pois dependem de uma grande quantidade de variáveis.

No projeto de um sistema de transporte pneumático devem-se considerar alguns parâmetros que são de grande importância para que o sistema funcione eficientemente. A queda de pressão, a velocidade do gás de transporte e das partículas transportadas são alguns exemplos. Segundo CABREJOS et al. (1992), a velocidade mínima de transporte é um dos mais importantes parâmetros no transporte pneumático de sólidos. O transporte pneumático de materiais em uma tubulação a alta velocidade (figura 1a) pode resultar em elevados custos devido ao grande consumo de energia, e também causar o aumento da degradação da tubulação principalmente nas curvas (SALMAN et al., 2002), (KALMAN, 2000). Por outro lado, o transporte a uma baixa velocidade resultará na deposição das partículas no fundo da tubulação (figura 1b) e o conseqüente entupimento desta CABREJOS et al. (1992).

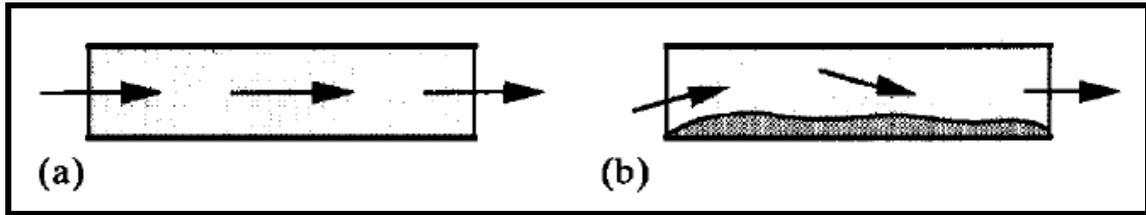


Figura 1 – Fluxo de ar em fase diluída na direção horizontal. (a) Velocidade do ar acima da velocidade mínima de transporte; (b) Velocidade do ar abaixo da velocidade mínima de transporte. Fonte: Cabrejos et al. (1994).

Existem na literatura alguns termos usados para designar a mínima velocidade de transporte em um sistema de transporte pneumático. Termos como “Saltation Velocity”, “Pickup Velocity”, “Chocking Velocity”, “Sliding Velocity”, “Suspension Velocity”, “Deposition Velocity”, “Critical Velocity” estão presentes em artigos publicados na literatura sobre velocidade mínima. Todas essas definições apresentam valores numéricos similares e são baseadas em observações visuais ou em medidas, como por exemplo, da queda de pressão. Essas velocidades caracterizam uma mudança no estado do fluxo de uma fase estável para uma fase instável e indicam também alguma transição na forma como as partículas estão se movendo ou iniciando seu movimento (HERBRETEAU et al., 2000; CABREJOS et al., 1992). A seguir são dadas algumas definições desses termos encontrados na literatura.

A velocidade “Saltation” é definida como a velocidade do gás em uma tubulação horizontal onde as partículas começam a deixar o seu estado de suspensão e se depositar no fundo da tubulação (figura 1b). A velocidade “Pickup” é definida como a velocidade mínima do gás capaz de suspender ou re-suspender as partículas em repouso no fundo da tubulação na direção horizontal (CABREJOS et al., 1992).

Visando compreender de uma forma mais integrada os mecanismos relacionados ao fenômeno da captura de partículas em sistemas de transporte pneumático na direção horizontal, alguns trabalhos foram desenvolvidos, de modo que ainda há muitas incertezas nessa área que precisam ser solucionadas, como por exemplo, a influência da forma das partículas na velocidade de captura. Dentre os trabalhos publicados nesse campo, merecem destaque os trabalhos de CABREJOS et al. (1992), CABREJOS (1994) et al. e HAYDEN et al.. (2003).

Ainda, verifica-se que existem pouquíssimas técnicas experimentais de se medir a velocidade de captura de partículas em repouso no fundo de um duto na direção horizontal. Sendo este um dos parâmetros de importância a se considerar no projeto de sistemas de transporte pneumático em fase diluída. Também as técnicas de medição existentes apresentam limitações e podem conduzir a erros. O presente trabalho tem seu foco na medição da velocidade de captura e em avaliar alguns dos mecanismos relacionados a esta velocidade, apresentando uma contribuição a todos aqueles que de alguma forma estiverem envolvidos em projetar tais sistemas de transporte.

Esse trabalho está dividido em 6 capítulos. Neste capítulo introdutório é apresentado o assunto a ser tratado, o objetivo e a finalidade da pesquisa. No capítulo 2 é feita a discussão sobre o escoamento gás-sólido, suas características, tipos e modos de operação.

No capítulo 3 são descritas as velocidades mínimas "Saltation" e "Pickup" e apresentada uma revisão bibliográfica sobre essas velocidades.

No capítulo 4 descreve-se as metodologias aplicadas aos processos de medição efetuados com o fim de se determinar experimentalmente a velocidade de captura de partículas de areia em repouso no fundo de uma tubulação transparente na horizontal.

O capítulo 5 mostra os resultados obtidos e suas respectivas análises. No capítulo 6 são apresentadas as considerações finais do trabalho, as sugestões para trabalhos futuros e recomendações.

1.2 OBJETIVOS E CONTRIBUIÇÕES

- Desenvolver uma técnica experimental para medir a velocidade mínima de captura de partículas em repouso no fundo de um duto na direção horizontal em um sistema de transporte pneumático, obtendo assim, uma forma simples e de baixo custo de se mensurar este parâmetro;
- Realizar ensaios na bancada experimental construída no Laboratório de Transporte Pneumático com o objetivo de determinar a velocidade mínima de captura de

partículas de sílica para diferentes diâmetros médios e então avaliar a influência dos respectivos diâmetros na velocidade de captura;

- Medir a velocidade de captura de partículas de sílica de um mesmo diâmetro contidas em dutos de diâmetros diferentes e então avaliar a influência do diâmetro do duto na velocidade de Captura;
- Avaliar, a partir dos dados obtidos a validade das correlações e ajustes para a velocidade de captura e velocidade mínima;
- Realizar uma descrição dos fenômenos envolvidos a partir de observações experimentais.

CAPÍTULO 2

O ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO

2.1 INTRODUÇÃO

Operar um Sistema de Transporte Pneumático de maneira estável representa uma grande economia de consumo de energia para a empresa, o que evidentemente possibilita uma melhor redistribuição de seu capital em outros segmentos levando-a a oferecer ao consumidor final, direta ou indiretamente produtos de qualidade a uma melhor relação de custo-benefício. Um dos parâmetros de maior importância no alcance dessa estabilidade operacional certamente é a otimização da velocidade de transporte de modo que se possa transportar materiais particulados a uma mínima velocidade possível. A busca em se determinar uma forma de se medir essa velocidade a partir de ensaios extremamente simples é uma das metas desse trabalho. Inicialmente é feita uma breve explanação sobre o uso de Sistemas de Transporte Pneumático em diversos ramos industriais. A seguir é feita a descrição das características principais de um sistema de transporte pneumático, dos modos de operação e das velocidades mínimas em Sistemas de Transporte Pneumático.

2.2 O ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO

Em várias indústrias de segmentos diferentes, uma grande variedade de materiais é manuseada em forma de pós e grãos por processos onde ocorre a transferência e o armazenamento desses materiais. Indústrias alimentícias, minerais, químicas, farmacêuticas, metalúrgicas, entre outras estão transportando materiais com o uso freqüente de sistemas de transporte pneumático. Na agricultura, grandes quantidades de grãos de um modo geral são manipulados e transportados pneumaticamente. Produtos alimentícios, que vão da farinha ao açúcar, produtos para chá e grãos para café também são transportados pneumaticamente. Carvão pulverizado e cinza que são utilizados em grande escala nos processos térmicos de

geração de eletricidade podem ser transportados em sistema de transporte pneumático. Em indústrias químicas, materiais como polietileno, PVC e polipropileno são manuseados em grande variedade de processos ao transporte pneumático. Areia, cimento e alumina entre outros são utilizados em inúmeros processos industriais que também envolvem o transporte pneumático.

A seguir são apresentadas algumas definições, classificações, tipos e características de sistemas de transporte.

Os Sistemas de Transporte Pneumático podem operar em pressão positiva (figura 02) ou negativa (figura 03), ou ainda uma combinação dos dois tipos de pressão (MILLS et al., 2004).

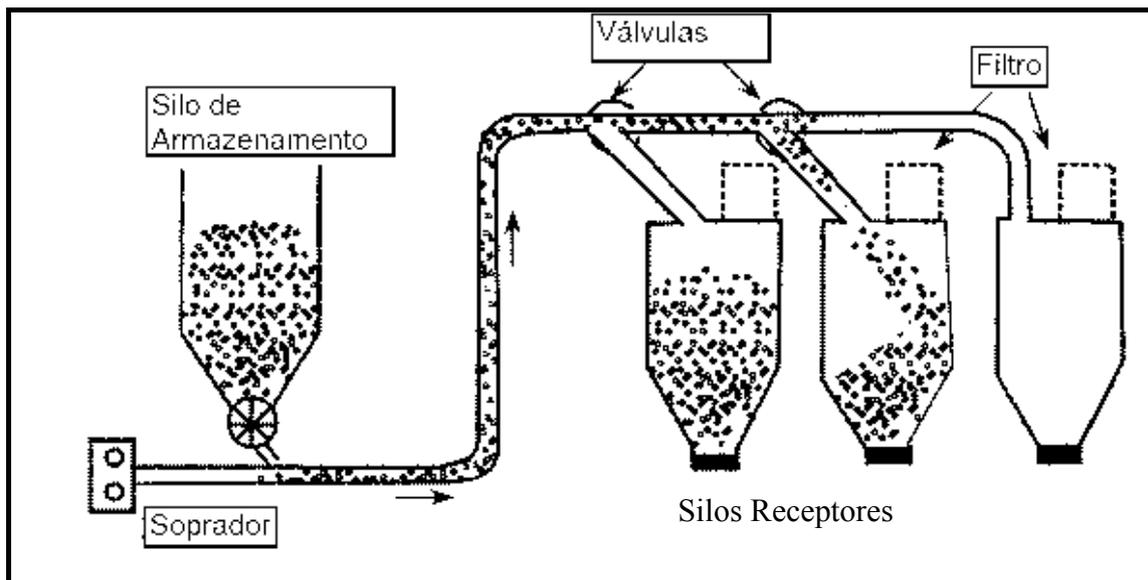


Figura 02 - Um típico sistema com pressão positiva (Fonte: Mills et al., 2004)

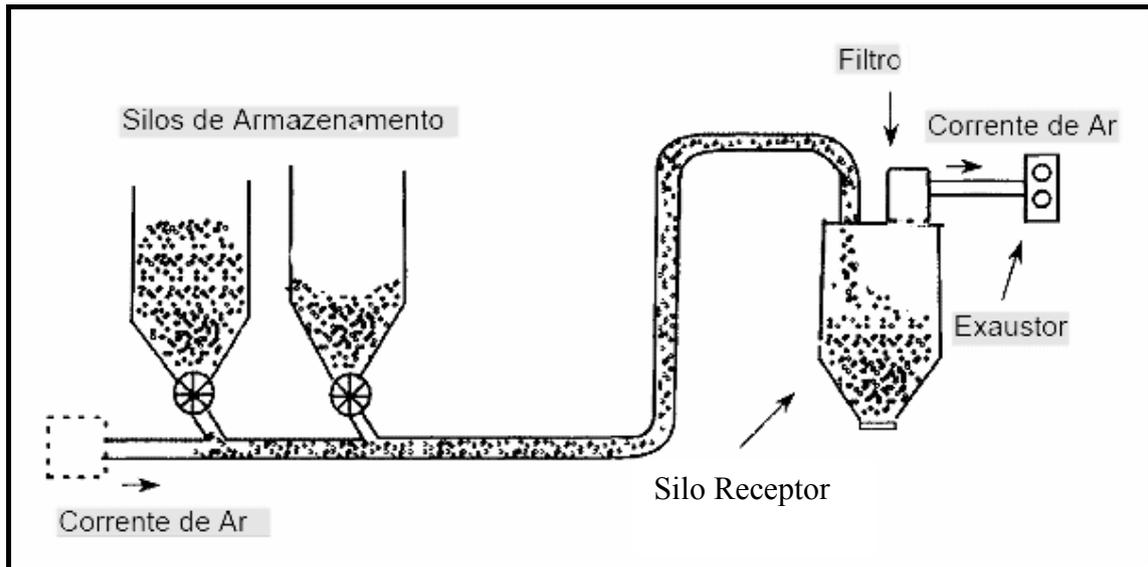


Figura 03 - Um típico sistema com pressão negativa (Fonte: Mills et al., 2004).

De um modo geral, um Sistema de Transporte Pneumático é composto por:

1. Uma fonte de fornecimento de gás (usualmente ar), que pode ser um compressor, um soprador ou um ventilador centrífugo;
2. Um dispositivo de alimentação dos materiais para a tubulação de transporte;
3. Uma tubulação através da quais os materiais serão transportados;
4. Um receptor (geralmente um silo) onde os materiais serão armazenados.
5. Um sistema de separação gás-sólido, geralmente um filtro.

2.2.1 Tipos de Transporte Pneumático

Um sistema de transporte pneumático pode ser classificado de diversas formas. É provável que a mais simples classificação esteja baseada na concentração média das partículas no interior da tubulação. Em termos desta classificação um sistema de transporte pode ser classificado em duas distintas categorias:

1. Sistemas de Fase Diluída;

2. Sistemas de Fase Densa.

Por simplicidade, cada fase é classificada em função da razão do fluxo de massa que é definida como a razão de massa do sólido pela massa de gás. Em termos dessa definição apresentamos a tabela abaixo:

Tabela 1 - Classificação dos sistemas em função da razão do fluxo de massa. Fonte: Klizing et al. (1997).

Sistema	Razão de fluxo de massa
Fase diluída	0 – 15
Fase densa	> 15

Sistemas de Fase Diluída

De modo geral, sistemas de fase diluída utilizam grandes vazões de ar em elevadas velocidades, da ordem de 15 m/s para pós muito finos, de 18 m/s para materiais granulares, também de diâmetros muito pequenos e valores acima de 18 m/s para partículas maiores e materiais de massas específicas mais elevadas. Esse tipo de sistema que é considerado como de baixa pressão utiliza tanto pressão positiva como negativa, para impulsionar ou aspirar os materiais através da tubulação de transporte e apresenta uma elevada relação ar/material. A captura do material pela corrente do gás ocorre devido às forças de sustentação e arrasto que agem nas partículas individualmente. A figura 04 mostra um sistema típico de baixa pressão, o qual usa uma válvula rotativa para alimentar a linha de transporte e a figura 05 mostra uma secção de visualização de um sistema de transporte em fase diluída.

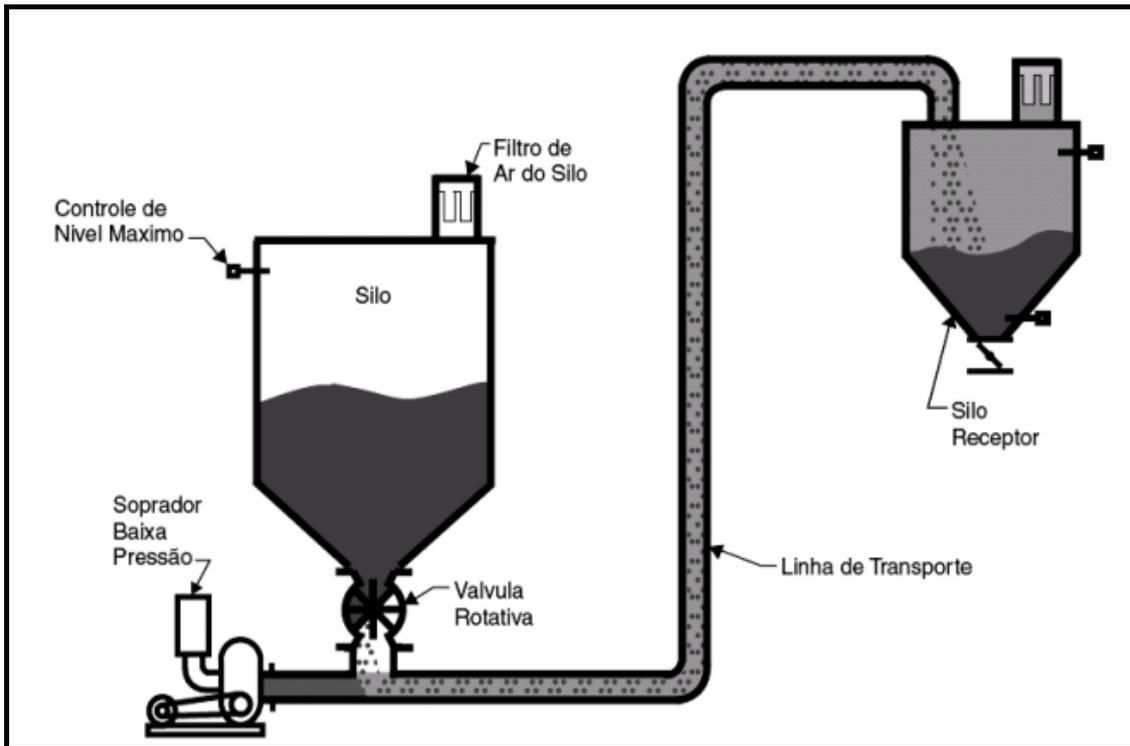


Figura. 04 – Sistema em fase diluída (Fonte: Dynamic Air, 2003).

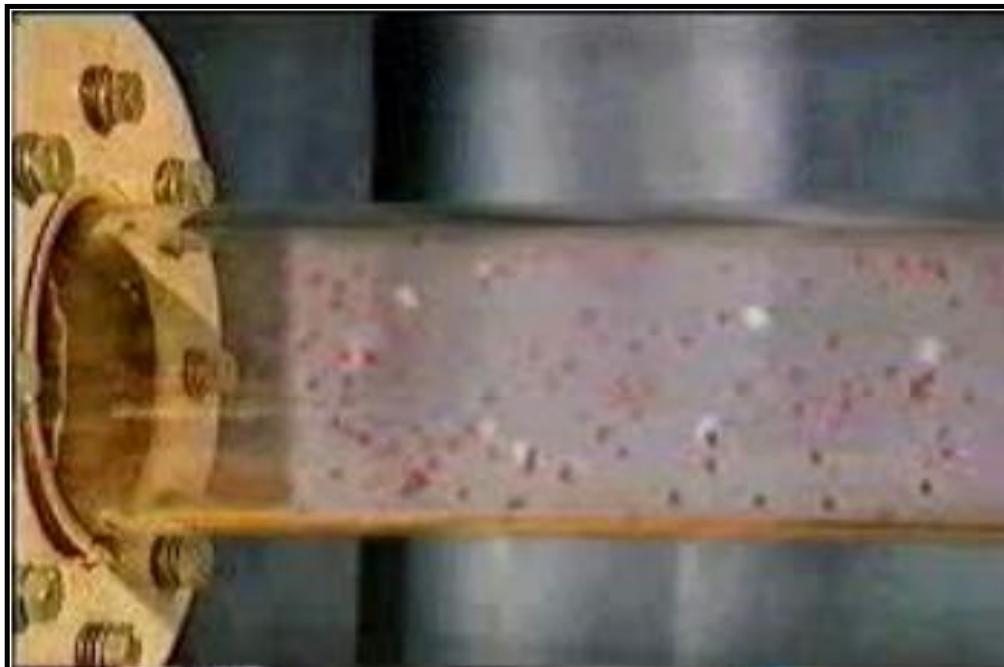


Figura 05 - Transporte em fase diluída (Fonte: Rhodes, 2001).

Os sistemas de fase diluída são os mais extensamente utilizados entre todos os sistemas de transporte pneumático.

2.2.3 Sistemas de Fase Densa

Se a velocidade do gás for reduzida para um valor abaixo da velocidade "Saltation" na direção horizontal haverá uma distribuição não uniforme de sólidos na sessão transversal do duto. Assim o transporte do material ocorrerá em um estado de não suspensão, através de toda a tubulação ou em parte dela. Esse tipo de transporte é definido como transporte em fase densa. Ele utiliza altas pressões positiva ou negativa para impulsionar os materiais sólidos através da tubulação de transporte em velocidades relativamente baixas, de forma semelhante à extrusão. Geralmente os sistemas de fase densa são considerados como sistemas de alta pressão e baixa velocidade, utilizando uma alta relação de material/ar.

A figura 06 mostra um sistema típico de alta pressão, onde é utilizado um compressor para o suprimento de ar nas condições requeridas.

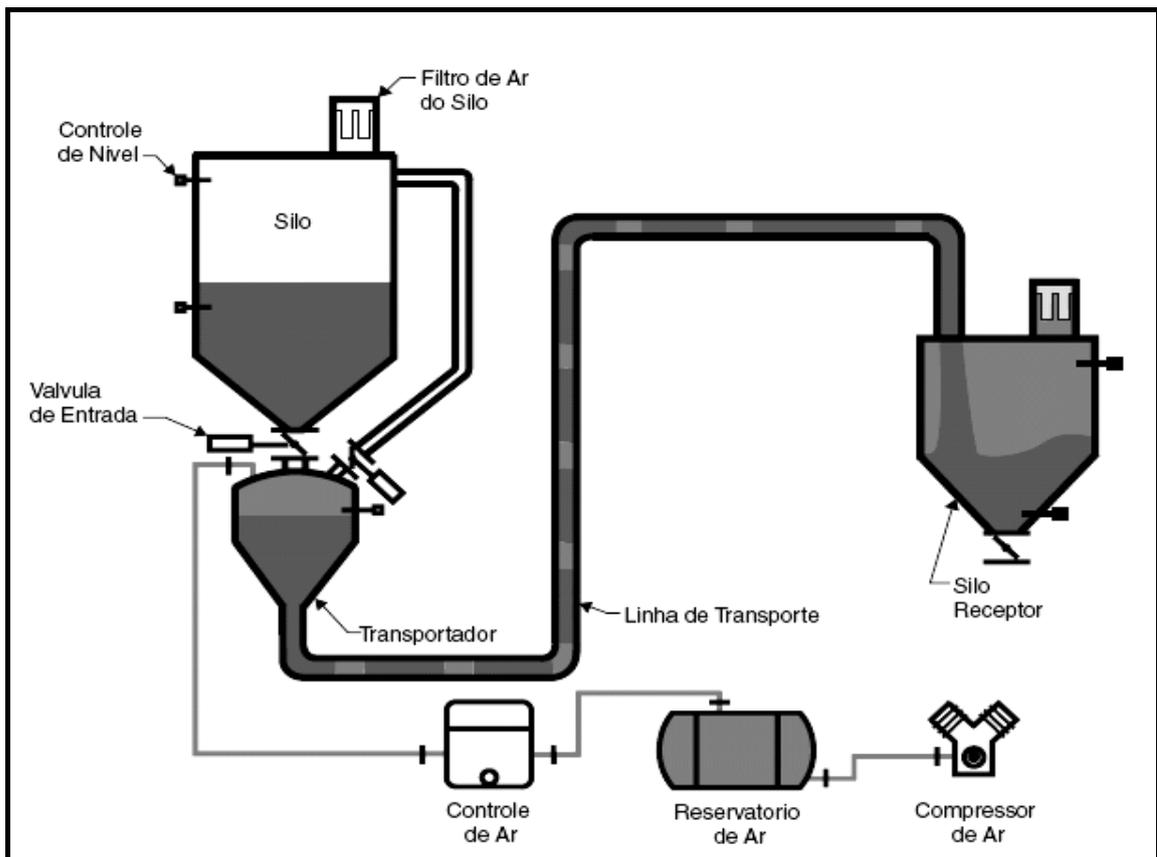


Figura 06 – Sistema de fase densa (Fonte: Dynamic Air, 2003).

O sistema de transporte em fase densa requer controle e equipamentos muito mais sofisticados que o sistema de transporte em fase diluída, mas cada sistema é particularmente adequado para determinadas aplicações e materiais.

No item a seguir serão discutidas as velocidades mínimas em sistemas de transporte pneumático, onde são apresentadas as definições e um breve resumo de algumas equações utilizadas para a previsão das mesmas, sendo que no caso da velocidade mínima “Pickup”, objeto de estudo desse trabalho essa revisão é feita no capítulo seguinte. A discussão sobre as velocidades mínimas inicia com a análise da evolução da queda de pressão no leito em função da velocidade do gás, já que as velocidades mínimas “Chocking” e “Saltation” podem ser previstas a partir do estudo desta variação.

2.3 VELOCIDADES MÍNIMAS EM SISTEMAS DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO

2.3.1 Queda de pressão do escoamento em função da velocidade do gás

A variação da queda de pressão no escoamento ($\Delta P/L$) em função da velocidade superficial do gás, (velocidade do gás sem a presença de sólidos) (figura 07), tendo o carregamento de sólidos como parâmetro G , G_1 , G_2 e G_3 permite a identificação da condição onde ocorre a mudança do regime de escoamento denso para o diluído, representada pelo ponto de mínimo (A, B ou C) da curva (ZENZ e OTHMER, 1960 apud KLINZING et al., 1990).

A linha divisória que delimita as duas condições de escoamento, apresentada na figura 07, é denominada de curva de queda de pressão mínima, onde os pontos de queda de pressão por unidade de comprimento assumem diferentes valores mínimos em função do carregamento de sólidos. Estes pontos são obtidos através da tangente nos pontos de mínimo das curvas. É importante ressaltar que o lugar geométrico da queda de pressão mínima apresenta sempre uma inclinação positiva.

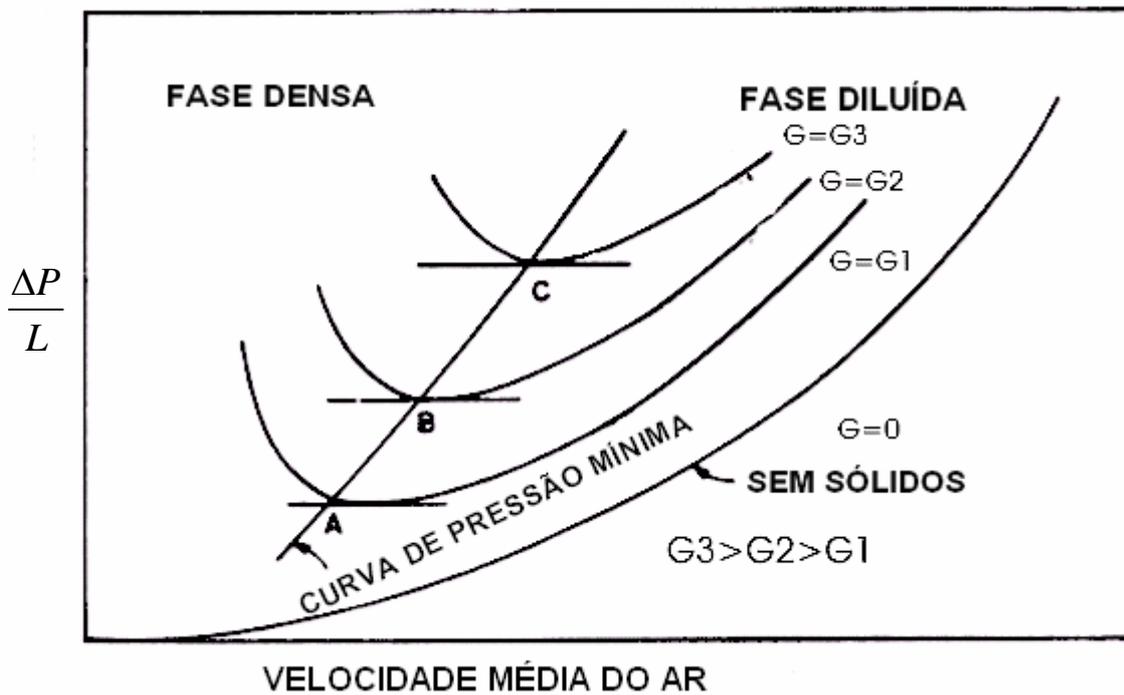


Figura 07 – Diagrama geral de queda de pressão no escoamento em função da velocidade do gás (Fonte: Klinzing et al., 1997 – com modificações).

2.3.2 Velocidade de “Chocking”.

Para altas velocidades de gás, os sólidos são transportados na direção vertical em fase diluída que apresenta porosidades próximas a 1. Ao se reduzir a vazão de gás, mantendo-se fixa a vazão de sólidos, a concentração de sólidos irá aumentar e dois possíveis comportamentos poderão ocorrer: uma transição brusca, denominada de “choking” ou uma transição difusa sem “choking”. Se o sistema apresentar o ‘choking’, o transporte de uma suspensão diluída dará lugar, bruscamente, ao transporte de uma suspensão com maior concentração de sólidos, onde os mesmos são transportados em pulsos, denominado de fase densa com “slugging”, ou a um tipo de escoamento onde as partículas são transportadas pela região central do tubo e parte destas retornam por uma região anular externa, adjacente à parede, denominado como fase densa sem “slugging” por LEUNG e WILES (1976), leito fluidizado circulante em regime turbulento por KEHOE e DAVIDSON (1971), escoamento anular (CAPES e NAKAMURA, 1973) ou leito de fluidização rápida (YERUSHALMI et al., 1976 apud KLINZING et al., 1997). Esta transição abrupta da fase diluída para a fase densa, conhecida como ponto de “choking” foi descrita primeiramente por ZENZ (1949) e posteriormente detalhada por YOUSFI e GAU (1974) e Yang (1975). A velocidade do gás no ponto de transição é definida como velocidade de “choking”, assumindo valores diferentes em função da vazão de sólidos.

A relação entre a velocidade do gás e a perda de carga por unidade de comprimento $\Delta P/L$ em um transporte vertical em fase diluída é mostrada esquematicamente no diagrama abaixo, figura 08.

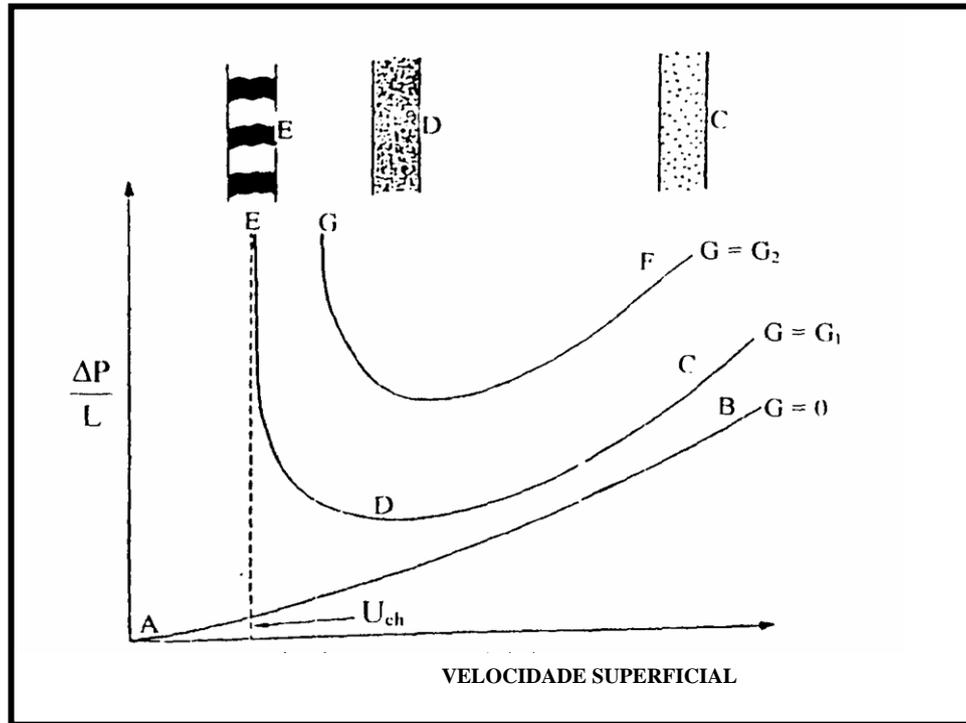


Figura 08 - Diagrama geral para o transporte pneumático vertical em fase diluída (Fonte: Klinzing et al., 1997).

A curva AB da figura 08 é a relação perda de carga-velocidade para o escoamento somente de gás. A curva CDE é para um fluxo de massa de sólidos G_1 , e a curva FG é para um fluxo de massa de sólidos G_2 o qual é maior que G_1 . Em C, a velocidade do gás é muito alta e o escoamento é bastante diluído. Na região entre D e E, o decréscimo da velocidade resulta em um aumento rápido da perda de carga. A velocidade superficial do gás no ponto E na figura 08 é chamada de velocidade crítica U_{ch} no transporte de sólidos em fase diluída. A tabela 02 apresenta diversas equações para previsão da velocidade de “Choking”.

Tabela 02 - Sumário das equações de velocidade de “Choking”.

Referência	Equação
Leung et al. (1971)	$U_{ch} = 32,3 V' + 0,97 w_{fo} \quad (\varepsilon = 0,97) \quad (01)$
Yousfi e Gau (1974)	$\frac{U_{ch}}{\sqrt{gD}} = 32 Re_t^{0,06} \left(\frac{w_s}{w_g} \right)^{0,28} \quad (02)$
	$Re_t = \frac{\rho U_t d_p}{\mu} \quad (03)$
Punwani et al. (1976)	$U_{ch} = U_t + \frac{V'}{1 - \varepsilon_{Ch}} \quad (04)$
	$\frac{2gD(\varepsilon^{-4,7} - 1)}{(U_{Ch} - w_{fo})^2} = 0,074 \rho^{0,77} \quad (05)$
Yang (1983)	$\frac{2gD(\varepsilon^{-4,7} - 1)}{(U_{Ch} - w_{fo})^2} = 0,01 \quad (06)$
Chong e Leung (1986)	$U_{Ch} = 10,74 V'^{0,227} \quad (07)$
	para $\frac{U_{Ch}}{U_t} > 1,29$

CHONG e LEUNG (1986) observaram que o “choking” poderia ocorrer de diversas formas, dependendo do sistema gás-sólido. Para identificar os diferentes sistemas, eles utilizaram a classificação de GELDART (1973), que se baseia na diferença de massas específicas entre o sólido e o gás e diâmetro médio da partícula (figura 09). Os autores avaliaram qual era a melhor equação (tabela 02) apresentada pela literatura para previsão da velocidade de “Choking” para cada sistema, a partir dos dados experimentais publicados, e concluíram que, para os grupos A e B da classificação de GELDART, a utilização da Equação (02), de YOUSFI e GAU (1974), é a que apresentou melhores resultados e para o grupo D, as de YANG (1983) (Equação 06).

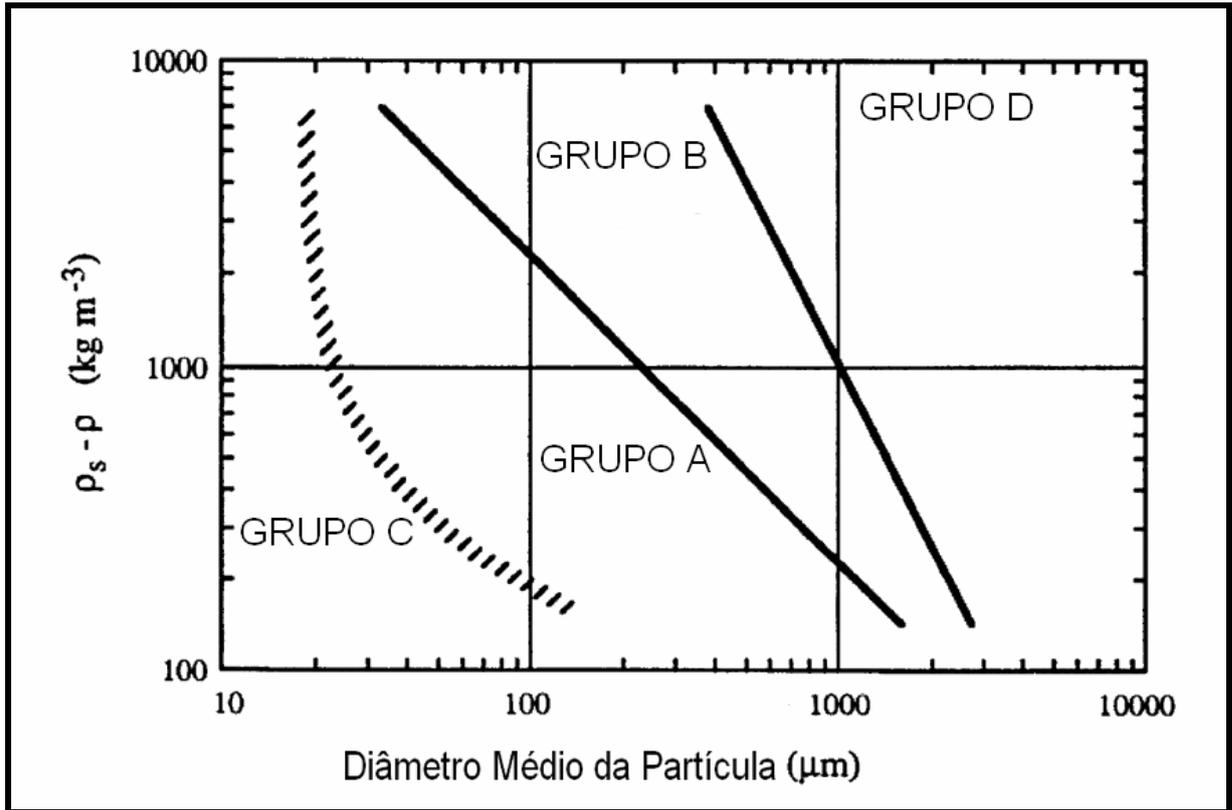


Figura 09 – Diagrama de classificação de pós para fluidização (Fonte: Geldart, 1973 apud Yang, 1998).

De forma semelhante, BRIENS e BERGOUGNOU (1986) realizaram uma comparação entre as correlações e observaram que, para sistemas com partículas de tamanho uniforme, a correlação de YANG (1983) apresentava melhores resultados. Observaram ainda, que seria impossível prever a precisão do mesmo modelo em outras condições experimentais distintas da que foi obtida, sendo necessário, portanto, um método de predição que se baseasse em um modelo geral físico e aplicável a uma grande faixa de condições experimentais.

KLINZING et al. (1997) analisaram dez equações para a previsão da velocidade de “Choking” propostas por diferentes pesquisadores e concluíram que as correlações de LEUNG et al., PUNWANI et al. e YANG (Equações 01, 04 e 06 respectivamente) são mais confiáveis e que podem ser utilizadas tanto para sistemas com partículas uniformes como também para aqueles que apresentam distribuição granulométrica. A comparação entre as previsões e os valores experimentais sugere que a velocidade de Choking pode ser prevista com uma confiança de 50%. Portanto, um fator de segurança de 1,5 deve ser aplicado ao cálculo da velocidade de “Choking” para se determinar a velocidade mínima necessária para o transporte em fase diluída. Os autores concluíram que existe, ainda, a necessidade de mais

trabalhos teóricos buscando entender o fenômeno de “choking” e mais trabalhos experimentais para se determinar a faixa de aplicabilidade destas equações empíricas.

2.3.3 Velocidade de “Saltation”.

A relação geral entre a velocidade superficial do gás e perda de carga $\Delta P/L$ para o transporte horizontal em fase diluída é mostrada na figura 10. Esta relação é similar àquela da linha de transporte vertical em fase diluída. A curva AB representa a perda de carga devido ao escoamento do gás somente na linha de transporte; a curva CDEF corresponde para um fluxo de massa de sólidos G_1 e a curva GH é para um fluxo de massa de sólidos G_2 , o qual é maior que G_1 .

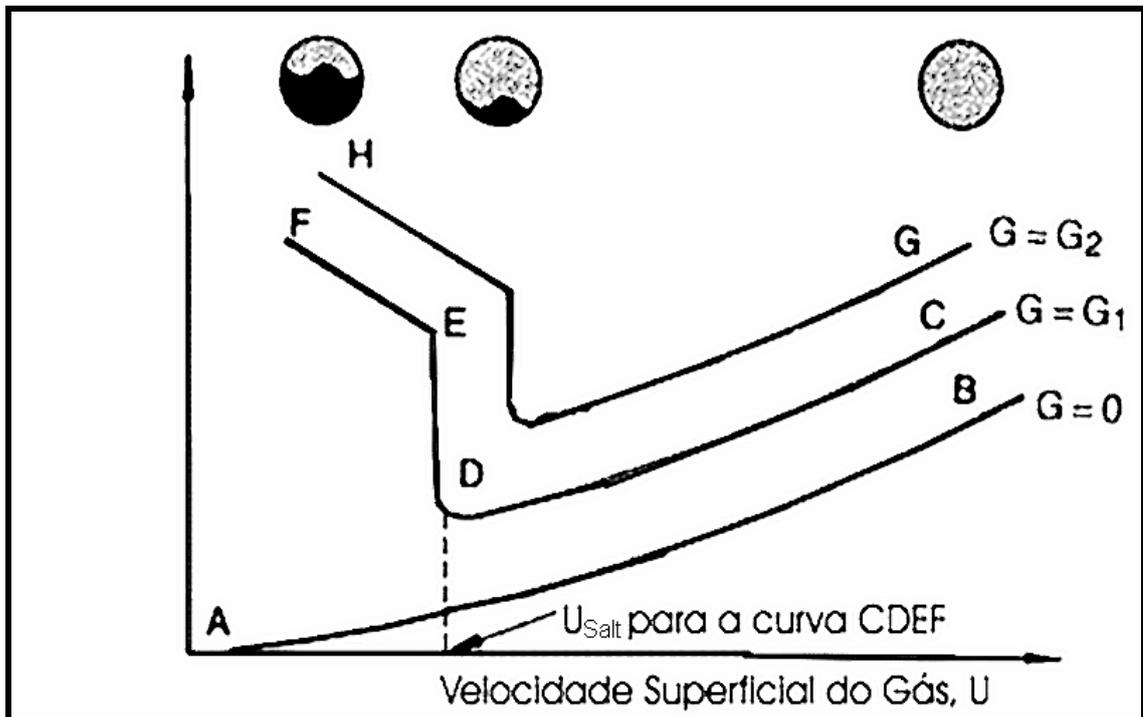


Figura 10 - Diagrama geral para o transporte pneumático horizontal em fase diluída (Fonte: Knowlton, 1986).

No ponto D da figura 10, a velocidade do gás é insuficiente para manter em suspensão os sólidos em sua totalidade, sendo que parte dos mesmos começa a se depositar na parte inferior da parede do tubo. A velocidade no ponto D é chamada de velocidade crítica em transporte horizontal em fase diluída, U_{Salt} (velocidade de “Saltation”). A velocidade crítica

define o limite inferior da velocidade para qualquer sistema de transporte pneumático horizontal em fase diluída.

É muito difícil prever teoricamente a condição sobre a qual a velocidade "Saltation" irá ocorrer. Entretanto, muitas correlações que permitem a predição desta velocidade existem na literatura. A correlação de ZENZ (1964) é muito usada, no entanto requer o uso de um gráfico e é completamente empírica. Por isso, dá-se preferência às correlações de RIZK (1973) apud RHODES (2001) – equações (08) e (09) - que são consideravelmente fáceis de usar e vastamente utilizadas por outros pesquisadores.

$$X_s = \frac{W_s}{\rho U_{\text{salt}} A} = \left\{ \frac{1}{10^{(1440d_p + 1,96)}} \right\} Fr_{\text{salt}} \quad (08)$$

$$U_{\text{salt}} = \left[\frac{4W_s 10^\alpha g^{\frac{\beta}{2}} D^{\left(\frac{\beta-2}{2}\right)}}{\pi\rho} \right]^{\frac{1}{\beta+1}} \quad (09)$$

Nas eqs. (08) e (09), X_s é a razão entre o carregamento de sólidos e o de gás, Fr_{salt} é o número de Froude no "saltation", D é o diâmetro do duto, ρ é a massa específica do gás, d_p é o diâmetro médio das partículas, $\alpha = 1440d_p + 1,96$, $\beta = 1100d_p + 2,5$ e W_s é o carregamento de sólidos.

No capítulo seguinte será estudada a velocidade mínima de Captura (ou "Pickup"), onde juntamente com a revisão bibliográfica sobre o assunto, destaca-se a importância de tal velocidade para a operação de sistemas de transporte pneumático em fase diluída na direção horizontal.

CAPÍTULO 3

VELOCIDADES “PICKUP” E “SALTATION”

3.1 INTRODUÇÃO

A velocidade "Pickup" é definida como sendo a velocidade do gás necessária para suspender as partículas inicialmente em repouso no fundo do tubo, ou ainda, pode ser definida como sendo a velocidade do fluido requerida para iniciar um movimento de deslizamento, rolamento e suspensão das partículas. Em adição a essas definições, muitas projetistas de sistemas de transporte pneumático utilizam o termo "Pickup" para se referir a velocidade necessária para manter partículas em suspensão no ponto de alimentação.

Embora as velocidades "Pickup" e "Saltation" sejam termos freqüentemente utilizados no transporte em fase diluída, elas representam dois mecanismos completamente diferentes, sendo objeto de controvérsia com relação à forma de definir a velocidade mínima de transporte. Observa-se na figura 11 as partículas sendo capturadas a partir do repouso pela corrente do ar. Já a figura 12 mostra as partículas em suspensão na corrente do ar começando a cair. Pode-se dizer que velocidade "Pickup" (figura 11) difere da velocidade "Saltation" (figura 12) em relação à posição inicial das partículas.

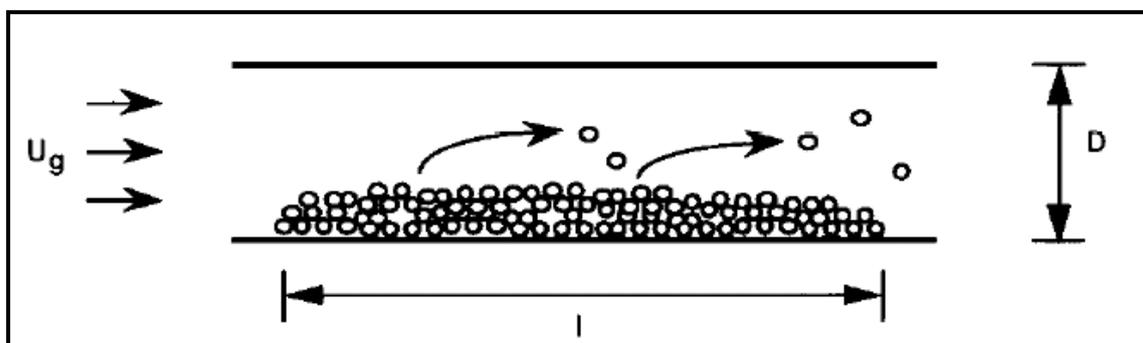


Figura 11 - Representação esquemática do mecanismo de “Pickup” (Fonte: Cabrejos et al., 1994).

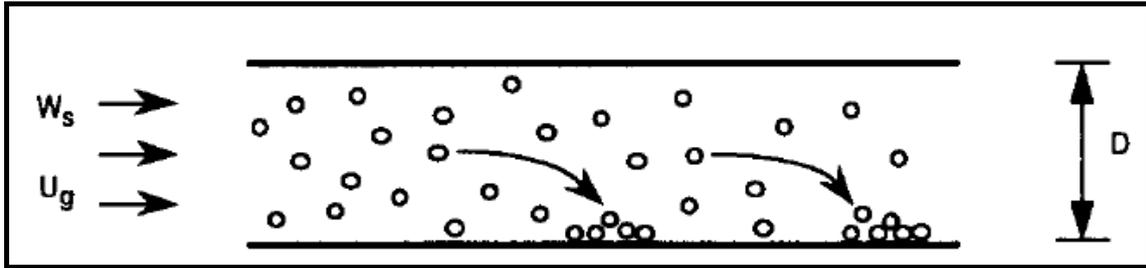


Fig.12 - Representação esquemática do mecanismo de "Saltation", (Cabrejos et al., 1994).

As medições de ZENZ (apud KLINZING,1997; CABREJOS et al., 1992) mostram que a velocidade crítica "Pickup", pode ser de 2 a 2,5 vezes maior que a velocidade mínima necessária para transportar partículas sem ocorrer o fenômeno "saltation", ou seja, essas velocidades são um parâmetro para determinar a velocidade mínima de transporte pneumático no interior de uma tubulação horizontal. Daí a grande importância desse trabalho cujo principal objetivo é estudar mecanismos da velocidade "Pickup" e determinar através de experimentos uma forma de medir essa velocidade mínima de transporte, de modo que se possa ter uma alternativa a mais para o melhor aperfeiçoamento de projetos que visam a operação de tais sistemas de transporte pneumático.

3.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Um dos primeiros pesquisadores a desenvolver trabalhos relacionados à velocidade mínima de transporte foi Bagnold (CABREJOS et al., 1992), que efetuou estudos sobre o movimento da areia contida no interior de um túnel de vento. A partir desses estudos ele pode desenvolver uma teoria que explicasse o movimento de partículas de areia, a formação e o crescimento de dunas no deserto. Ele observou que o movimento da areia ocorre de duas formas, dependendo do tamanho dos grãos. Na primeira forma, um grão de areia é capturado pelo vento (transferência de momento devido à pressão do vento sobre o grão), em seguida é soprado para frente (suspensão) para finalmente cair como resultado da força da gravidade. Na segunda forma, quando um grão atinge a superfície e é capturado, ele bate em outro grão empurrando-o para frente (transferência de momento devido à colisão de um grão com outro), fenômeno conhecido como deslizamento em superfície.

Bagnold (KLINZING, 1997) sugere que a partícula pode ser deslocada como o resultado da tensão cisalhante na direção horizontal. Thomas (KLINZING,1997) considera que as forças relevantes para o "Saltation" são as forças gravitacionais e as forças de sustentação (evidentemente isso se aplica também para a velocidade "Pickup"). Segundo ele a força de sustentação é causada pelo gradiente médio da velocidade em volta das partículas e pelas diferenças de velocidade instantânea acompanhando flutuações turbulentas. Ele definiu duas situações dependendo do fato da partícula estar ou não dentro da subcamada laminar. MATSUMOTO et al (1975) apud (KLINZING,1997) sugeriu que as partículas são mantidas em suspensão devido ao empuxo. Todas as análises teóricas necessitam de uma descrição detalhada do perfil de velocidade do fluido próximo a parede do duto. Para a concentração de sólidos igual a zero na fase gasosa, o perfil de velocidade universal para um fluxo turbulento pode ser usado como uma aproximação (KLINZING,1997).

MATSUMOTO et al. (apud CABREJOS et al. 1992) estudaram experimentalmente o efeito do tamanho da partícula na velocidade mínima de transporte para o transporte pneumático de sólidos em uma linha horizontal com o diâmetro da partícula variando entre 20 e a 1600 μm . Verificaram que para um dado material há um tamanho de partícula adequado para o máximo transporte de sólidos e que é utilizado para se estabelecer a diferença entre partículas finas e grossas. Eles estabeleceram a mínima velocidade de transporte (nesse caso, "Saltation",) de partículas de vidro e cobre como função do tamanho da partícula obtendo um mínimo nos diâmetros de 500 e 100 μm , respectivamente. Suas correlações para a mínima velocidade de transporte na horizontal são baseadas na taxa de carregamento de sólidos, diâmetro do tubo e características do material.

CABREJOS et al. (1992) desenvolveram uma técnica para determinar a velocidade "Pickup" de partículas sólidas no transporte pneumático em uma tubulação horizontal. Ela é baseada em observações visuais das partículas em repouso no fundo da tubulação transparente quando a velocidade da corrente do ar é gradualmente aumentada. Usando uma estrutura consistindo de um longo tubo transparente de 7 m de comprimento e 52 mm de diâmetro, dotado de uma sessão removível transparente, um compressor com um regulador de pressão e um coletor de sólidos puderam determinar a velocidade "Pickup" experimentalmente.

O procedimento dos autores consiste em colocar as partículas na tubulação de vidro de modo que ocupem metade da área da secção transversal desta e estejam distribuídas uniformemente (figura 13).

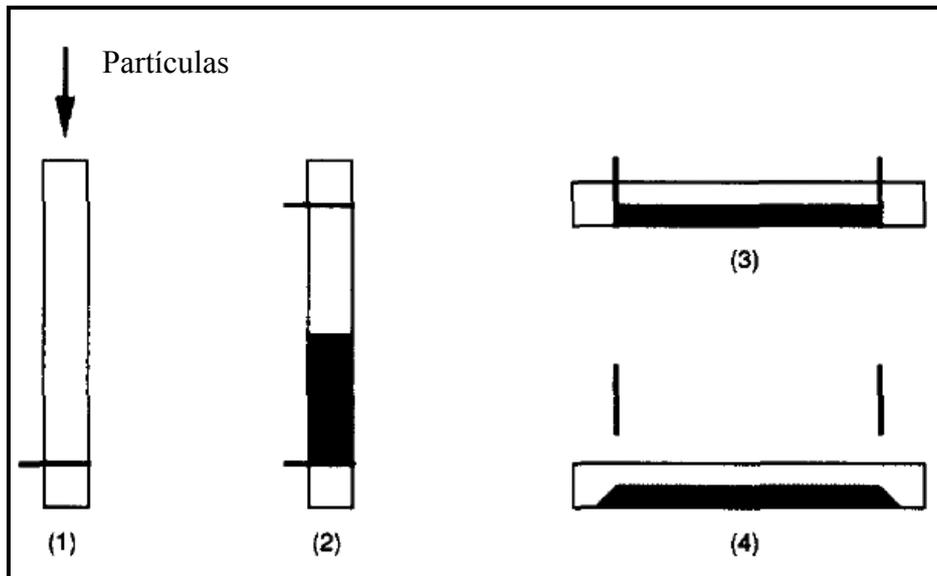


Figura 13 - Procedimento para criar camada de partículas no fundo do tubo de vidro (Fonte: Cabrejos et al., 1992).

Após a criação da camada inicial de partículas, uma vazão constante de ar é mantida na tubulação de modo que a camada erode lentamente com a captura das partículas localizadas no topo da camada pelo ar. Como a área da seção transversal livre aumenta, a velocidade do ar sobre a camada diminui, mesmo assim o processo de captura de partículas pela corrente do ar ainda continua. Sendo que o fenômeno descrito ocorre continuamente, o equilíbrio final será naturalmente alcançado, quando não ocorrer mais erosão. Nesta condição, a velocidade local do ar corresponde a velocidade mínima "Pickup" (figura 14).

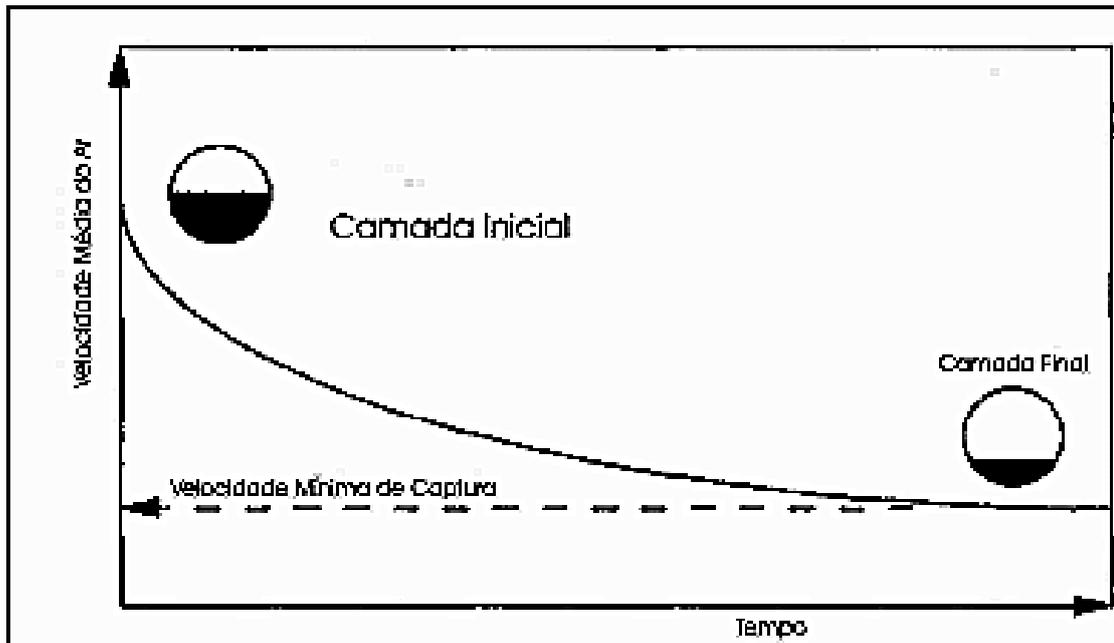


Figura 14 - Condição de equilíbrio correspondente à velocidade mínima de Captura, (Cabrejos et al., 1992).

A velocidade é então aumentada e um teste similar é efetuado até uma condição onde não ocorra mais a captura. Pela medida da vazão de ar e da área da seção transversal livre que está sob as partículas, a velocidade mínima de captura (“Pickup”) pode ser calculada usando-se a seguinte equação:

$$U_c = \frac{Q_{ar}}{A_{livre}} \quad (10)$$

Segundo CABREJOS et al. (1992) o mecanismo das velocidades "Pickup" e "Saltation" é bastante complexo. O desenvolvimento de uma expressão geral que venha correlacionar todos os parâmetros que afetam a velocidade mínima de transporte é bastante complicado, já que esta depende das grandezas físicas relacionados aos materiais manuseados (como por exemplo, o tamanho da partícula, a massa específica, a forma, as interações entre partículas) e também das propriedades da tubulação e do gás transporte. Considerando que existe uma grande quantidade de materiais que podem ser transportados estavelmente em um sistema de transporte pneumático, e que se pode variar propriedades físicas de um único

material, tais como, esfericidade, tamanho, etc. Assim, concluem que uma única correlação que possa correlacionar essa grande quantidade de dados é de fato muito difícil de se obter na prática.

CABREJOS et al. (1992) desenvolveram um modelo para o movimento inicial de uma única partícula inicialmente em repouso no fundo de uma tubulação e sujeita a um fluxo de ar turbulento, permanente e totalmente desenvolvido. Eles assumiram que o movimento da partícula ocorre quando a resultante das forças na direção horizontal é igual a zero (deslizamento). Estabeleceram a distinção entre grande e pequena partícula utilizando como referencia a espessura da subcamada laminar.

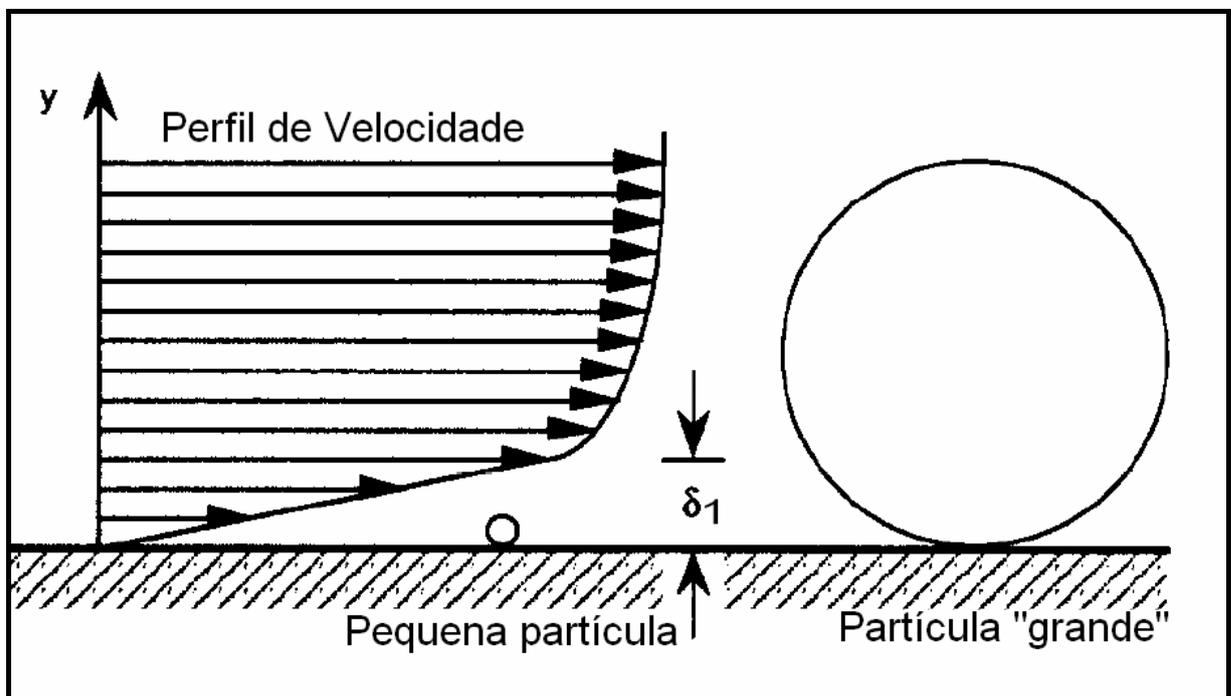


Figura 15-Representação esquemática do perfil de velocidade de duas partículas de diferentes tamanhos no fundo de uma tubulação mostrando a espessura da subcamada laminar δ_1 (Fonte: Cabrejos et al., 1992).

Segundo o critério adotado, uma pequena partícula totalmente imersa na subcamada laminar ($d_p < \delta_1$) (figura 15), estaria exposta a menores velocidades do gás devido a proximidade da parede do tubo e também estariam sujeitas a um perfil linear de velocidade. Partículas grandes estariam sujeitas a perfis de velocidades curvos e a velocidades maiores. Para o caso de uma grande partícula encontraram a relação:

$$U_{co} = \frac{\pi}{8} \left[1 - \left(\frac{d_p}{D} \right)^{1,5} \right] \sqrt{\frac{4 f_s g d_p}{3 C_D} \left(\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)} \quad (11)$$

onde U_{co} é a velocidade de captura de uma única partícula, ρ_s é a massa específica do sólido, f_s é o fator de atrito das partículas sólidas com a parede do tubo, C_D é o coeficiente de arrasto de uma partícula sólida isolada e g é a aceleração da gravidade no local.

No caso de pequenas esferas, obtiveram:

$$1,54 \cdot 10^{-4} \left[1 - \left(\frac{d_p}{D} \right)^{1,5} \right]^{-2} C_D \rho_g d_p^4 \left(\frac{U_{co}^7}{v^3 D} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (12)$$

$$= f_s \left[\frac{\pi}{6} g d_p^3 (\rho_s - \rho_g) + 1,302 \cdot 10^{-6} d_p - 6,35 \cdot 10^{-3} \rho_g d_p^3 \left(\frac{U_{co}^{21}}{v^5 D^3} \right)^{\frac{1}{8}} \right]$$

onde v é a viscosidade cinemática do fluido.

CABREJOS et al. (1992) desenvolveram uma correlação semi - empírica baseada em um modelo desenvolvido para determinar a velocidade mínima de um gás que inicia o movimento de uma única partícula, na espessura da camada limite e no número de Arquimedes que possibilitava o cálculo da velocidade mínima "Pickup" de um conjunto de partículas. Essa correlação é válida para partículas com tamanhos compreendidos entre 10 a 1000 μm e é expressa pela relação:

$$U_C = [1,27 Ar^{-1/3} + 0,036 Ar^{1/3} + 0,45][0,70 Ar^{-1/5} + 1].U_{co} \quad (13)$$

onde:

$$Ar = \frac{g}{v^2} \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} d_p^3, \text{ número de Arquimedes.} \quad (14)$$

O primeiro termo do lado direito da equação (13) é relativo às interações de uma partícula com outras partículas, enquanto que o segundo termo trata da forma da partícula (igual a 1 para partículas esféricas). O número de Arquimedes, definido na equação (14), foi utilizado para correlacionar estes efeitos. Ele caracteriza as propriedades básicas partícula/gás e está relacionado com os números de Froude, de Reynolds, e da razão entre as forças gravitacionais e de empuxo. A variável U_{C0} (equação 13) é obtida a partir do modelo de predição da velocidade mínima de captura de uma partícula esférica e leva em conta o diâmetro da tubulação, as propriedades do ar, as propriedades da partícula, o coeficiente de atrito de deslizamento e a presença da parede.

CABREJOS et al. (1992) verificaram que a velocidade de captura de partículas esféricas de vidro é menor que a velocidade de captura do vidro triturado, fato este que levou-os a explicar tal fenômeno a partir da consideração de que as partículas trituradas apresentam uma área de contato maior que as partículas esféricas, tendo aquelas, portanto, uma maior atração entre si como consequência da maior intensidade das forças eletrostáticas, resultando por isso em uma maior resistência à captura das partículas, havendo então a necessidade de uma velocidade maior. Verificaram ainda a influência da massa específica na velocidade de captura, já que materiais mais densos necessitam de maiores velocidades de captura, indicando o efeito inercial maior para estes materiais.

Esses autores observaram também que a transição entre materiais do grupo A para o grupo B, no diagrama de Geldart, ocorre nos tamanhos médios de 90 e 60 μm para o vidro e a alumina, respectivamente. Mesmo sabendo que o respectivo diagrama é baseado no tamanho médio de partícula e na diferença de massas específicas entre esta e o gás fluidizado e que esse diagrama relaciona-se com as características de fluidização de pós e não com o transporte pneumático, eles atribuem esses valores aos correspondentes pontos mínimos encontrados na

curva da velocidade de captura. Os autores apontam ainda a necessidade de que mais trabalhos devem ser produzidos para se possa melhor verificar se essa semelhança é casual ou não.

CABREJOS et al. (1994) utilizando uma grande diversidade de partículas sólidas (tais como, óxidos de ferro, alumina, partículas de vidro, poliéster, etc) estudaram o mecanismo da velocidade de captura para essas partículas, cujos diâmetros eram maiores que 100 μm . Utilizando as regras da análise dimensional, eles verificaram que o grupo adimensional abaixo pode descrever o mecanismo da captura de partículas sólidas em tubos na direção vertical:

$$f\left(\frac{U_g}{\sqrt{g d_p}}, \frac{\rho_p}{\rho_g}, \phi, \frac{D}{d_p}, \frac{d_p U_g \rho_s}{\mu_g}\right) = 0 \quad (15)$$

Onde ϕ é a esfericidade das partículas.

Eles também verificaram o efeito de vários parâmetros que afetam a velocidade de captura pela variação de um deles enquanto mantinham os demais invariáveis. Obtiveram, por exemplo, que a velocidade de captura é diretamente proporcional a raiz quadrada do diâmetro da partícula, diretamente proporcional a massa específica da partícula elevada a três quartos, inversamente proporcional a raiz quadrada da massa específica do gás e diretamente proporcional a raiz quarta do diâmetro do tubo. Concluíram ainda que a influência da viscosidade do gás de transporte é mínima. Eles postularam a seguinte relação para calcular a velocidade de captura:

$$\frac{U_c}{\sqrt{g d_p}} = 0,0428 \text{Re}_p^{0,175} \left(\frac{D}{d_p}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)^{0,75} \quad (16)$$

Sendo Re_p o número de Reynolds da partícula.

Esta relação é válida para $25 < \text{Re}_p < 5000$, $8 < (D/d_p) < 1340$ e $700 < (\rho_p/\rho_g) < 4240$.

HAIDEN et al. (2003), utilizando uma técnica para medir a velocidade de captura similar a de CABREJOS et al. (1992), verificaram que para os diâmetros de partículas entre 5 e 20 μm as forças eletrostáticas são dominantes, sendo necessário uma grande velocidade da corrente de ar para que ocorresse a captura das partículas. Já para diâmetros acima de 200 μm são as forças inerciais que se tornam dominantes, fato que também justifica o aumento da velocidade mínima para que possa ocorrer a captura. Concluíram que a menor velocidade de captura deve ocorrer em um diâmetro de partícula compreendido entre 20 μm e 200 μm .

HAIDEN et al. (2003) observaram que para diâmetros de partículas menores que 20 μm a velocidade de captura não é afetada por variações no diâmetro, na forma ou na massa específica (compreendida entre 0,7 e 0,8 g/cm^3). Eles atribuíram esse fenômeno ao fato das forças de aderência predominantes serem do tipo Van der Waals, dadas pela relação:

$$F_a = \frac{A_H d_p}{12S^2} \quad (17)$$

onde A_H é a constante de Hamaker e S é o espaçamento entre partículas.

Como a força de aderência, F_a é proporcional ao diâmetro da partícula e inversamente proporcional ao quadrado do espaçamento da partícula, tem-se que em geral as interações desta força não mudam. Só para ilustrar, uma redução no espaçamento entre partículas resultará também em diminuição no diâmetro das mesmas (devido a efeitos de compressão), então a força de Van der Waals se mantém praticamente constante. Verificaram ainda que o intervalo de diâmetro de partícula onde a velocidade mínima se mantém constante é maior para partículas não esféricas que para esféricas.

Esses autores determinaram uma correlação para o cálculo da velocidade de captura com validade para diâmetros de partículas menores que 35 μm . Segundo eles, a velocidade de captura é considerada como sendo a velocidade no qual as partículas entram no fluido em movimento, que implica no movimento vertical, portanto para achar a "Pickup" vertical da

partícula, o somatório das forças para cima deverá ser igual ao somatório das forças para baixo:

$$F_g + F_a = F_s + F_b \quad (18)$$

sendo F_g a força gravitacional, F_s é a força de sustentação cisalhante, e F_b é a força de empuxo. Fazendo as devidas substituições eles obtiveram, para a velocidade de captura das partículas a relação:

$$U_{c0} = \frac{2,62 v^{\frac{13}{21}} D^{\frac{3}{21}}}{\mu^{\frac{8}{21}}} \left(\frac{\pi}{6} g (\rho_s - \rho_g) + \frac{1,302 \cdot 10^{-6}}{d_p^2} \right)^{\frac{8}{21}} \quad (19)$$

onde μ e v são a viscosidade dinâmica e a viscosidade cinemática do fluido, respectivamente.

KALMAN et al. (2005) utilizaram um túnel de vento de seção transversal retangular para determinar a velocidade de captura das partículas que seriam colocadas no fundo do duto em uma região cuja área da base inferior era um pouco menor que a área da base do duto e cuja cota da base inferior dessa região estava abaixo do nível inferior (fundo) do respectivo duto. As partículas seriam colocadas nessa superfície de modo que o topo da camada das partículas coincidissem aproximadamente com o nível inferior do duto. Com isso eles estariam evitando que a captura das partículas ocorresse inicialmente pela parte frontal da camada, mas sim pela parte superior. CABREJOS et al. (1992; 1994), com o mesmo fim de medir a velocidade mínima de captura das partículas utilizaram dutos circulares onde aproximadamente no meio de cada um desses dutos havia um tubo circular transparente com 1 m de comprimento onde as partículas foram colocadas ocupando aproximadamente a metade do volume interno do tubo. Quando ocorria a incidência do ar transportador a uma vazão constante dava-se início a captura das partículas o que ocorria pela parte frontal da camada. Com o aparato utilizado por KALMAN et al. (2005) esse problema foi evitado, porém nesse caso verifica-se que a erosão das partículas ocorrerá de uma forma não muito uniforme, já que a corrente do ar estará passando acima das partículas e a medida que essas forem sendo capturadas as camadas inferiores de material se encontrarão mais distante da

região onde o ar escoa. Supõe-se que a altura da região onde as partículas se encontram é muito pequena, do contrário, as medidas estariam comprometidas.

KALMAN et al. (2005) obtiveram a curva da massa de partículas capturadas em função da velocidade de operação do gás. Com isso puderam obter a velocidade mínima de captura, determinada pela intersecção da curva extrapolada com o eixo das abscissas. Verificaram também que quando as partículas apresentam formas irregulares há a necessidade de velocidades de captura mais elevadas para que possa ocorrer o arraste das referidas partículas. Eles também atribuíram isso ao alto grau de ligação existente entre elas, já que nesse caso a área de contato é maior. Verificaram também que existe um diâmetro de partícula onde se pode transportar estavelmente a uma menor velocidade possível, ou seja, o diâmetro ideal para que ocorra o transporte das partículas a um menor custo possível. Eles determinaram uma relação com base nos números de Reynolds e Arquimedes para encontrar a velocidade de captura de partículas cujo diâmetro estava acima de 100 μm , dada por:

$$\text{Re}_p = 2,66 \cdot \text{Ar}^{0,474} \quad (20)$$

onde o número de Reynolds é definido por:

$$\text{Re}_p = \frac{\rho U_c d_p}{\mu} \quad (21)$$

KALMAN et al. (2005) por meio de experimentos verificaram também a influência do diâmetro da tubulação na velocidade de captura. Determinaram então uma correlação onde a velocidade de captura medida em qualquer diâmetro foi dividida pela velocidade de captura (U_{C50}) do mesmo material medida em uma tubulação de 50 mm (D_{50}). A correlação obtida por eles tem a seguinte forma:

$$\frac{U_c}{U_{c50}} = \left(\frac{D}{D_{50}} \right)^{0,25} \quad (22)$$

Devido o fato da equação acima não se mostrar adequada para o caso de um fluxo livre sobre dunas de areia no deserto ou sobre sedimentos no leito de um rio, os autores reescrevem a equação para a velocidade captura em função do diâmetro da tubulação como uma função exponencial:

$$\frac{U_C}{U_{C50}} = 1,4 - 0,8.e^{-\frac{D/D_{50}}{1,5}} \quad (23)$$

KALMAN et al. (2005) verificaram as equações (22) e (23) concordam bem com as medidas realizadas para diâmetros da tubulação compreendidos entre 1 e 6 polegadas., entretanto na equação (23), $U_c/U_{c50} = 1,4$, se o diâmetro D tender ao infinito, situação que ocorre em um leito livre, por exemplo, o que mostra que a velocidade para o fluxo de um gás capturar partículas em uma camada em um leito livre é 1,4 vezes maior que a velocidade para capturar as mesmas partículas se estas estiverem em uma tubulação com diâmetro de 50 mm.

Assim, eles puderam converter todas as velocidades de captura medidas encontradas na literatura para a velocidade de captura em um tubo de 50 mm para posterior análise. Para poder comparar os resultados apresentados em vários estudos eles reescreveram o número de Reynolds como:

$$Re_p^* = \frac{\rho U_c d_p}{\mu \left(1,4 - 0,8.e^{-\frac{D/D_{50}}{1,5}} \right)} \quad (24)$$

Eles determinaram, a partir de seus dados experimentais e de muitos outros dados encontrados na literatura, um modelo onde estabeleceram três correlações relacionadas à três

zonas. O modelo das três zonas mostrou-se estar em razoável concordância com a classificação dos Grupos de Geldart.

A primeira zona se aplica a grandes partículas onde o número de Arquimedes é maior que 16,5. A correlação aplicada a esta zona é dada por:

$$\text{Re}_p^* = 5 \text{Ar}^{\frac{3}{7}}, \text{ para } \text{Ar} > 16,5 \quad (25)$$

Na segunda zona as forças de coesão começam afetar a velocidade de captura de modo que o número de Reynolds se mantém constante:

$$\text{Re}_p^* = 16,7, \text{ para } 0,45 < \text{Ar} < 16,5 \quad (26)$$

A terceira zona apresenta validade para partículas pequenas e pós muito coesivos. A correlação é dada por meio da relação:

$$\text{Re}_p^* = 21,8 \cdot \text{Ar}^{\frac{1}{3}}, \text{ para } \text{Ar} < 0,45 \quad (27)$$

As relações acima são validas para:

$$0,5 < \text{Re}_p^* < 5400, \quad 2 \cdot 10^{-5} < \text{Ar} < 8,7 \cdot 10^7, \quad 0,53 < d_p < 3675 \mu\text{m}, \quad 1119 < \rho_s < 8785 \text{ Kg/m}^3$$

e $1,18 < \rho_g < 2,04 \text{ kg/m}^3$.

CAPÍTULO 4

METODOLOGIA

Esse capítulo descreve a bancada experimental utilizada com o fim de se medir a velocidade mínima de captura de partículas colocadas no fundo de um tubo de vidro. É feita a descrição dos procedimentos relacionados à medida da velocidade de captura, tais como medidas da pressão dinâmica, da velocidade média de operação do gás, da massa específica das partículas. Aqui também é feita a descrição dos procedimentos relacionados à análise granulométrica.

4.1 DESCRIÇÃO DA BANCADA

Uma bancada experimental (figuras 16, 17 e 18) para determinação da velocidade mínima de captura de partículas na direção horizontal foi construída no Laboratório de Transporte Pneumático do Grupo de Turbomáquinas - GTDEM - UFPA. Ela é composta de um duto de aço galvanizado com diâmetro nominal de 2 polegadas (onde foram feitas as medições da velocidade do ar com o uso de um tubo de pitot), de três tubos de PVC com 2, 3 e 4 polegadas de diâmetro e 6 m de comprimento cada e um coletor de partículas. Próximo à extremidade de descarga do duto de aço, existe uma seção por onde são realizadas as medições da pressão estática e da pressão total para a medida da velocidade do ar. A obtenção dos dados de pressão foi feita mediante o uso de um micromanômetro digital portátil modelo dpi 705.

Ligado à extremidade do duto de medição da velocidade do ar, encontra-se um soprador, tipo roots modelo Temari TRM 5, cujo acionamento foi feito mediante um inversor de frequência modelo VLT 5000. Na outra extremidade do duto de medição, instalou-se um distribuidor para três tubos de PVC, cada um contendo uma válvula borboleta com acionamento tipo gatilho. A válvula borboleta liberava o ar para que este pudesse fluir apenas no duto cuja válvula estava aberta. Aproximadamente no meio da tubulação de PVC, foram instalados três tubos de vidro, com 1 m de comprimento cada e cujos diâmetros eram de 2, 3 e 4 polegadas. Nesses dutos transparentes foi visualizada a captura das partículas e

obtida experimentalmente a velocidade de captura, através da técnica de medição desenvolvida nesse trabalho. A jusante dos tubos de PVC havia o coletor de partículas com um filtro de mangas instalado acima deste.



Figura 16 – Bancada Experimental. Vista à montante do duto de medição da velocidade do ar (Fonte: GTDEM – UFPA).



Figura 17 - Bancada Experimental. Vista à montante da tubulação de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA).

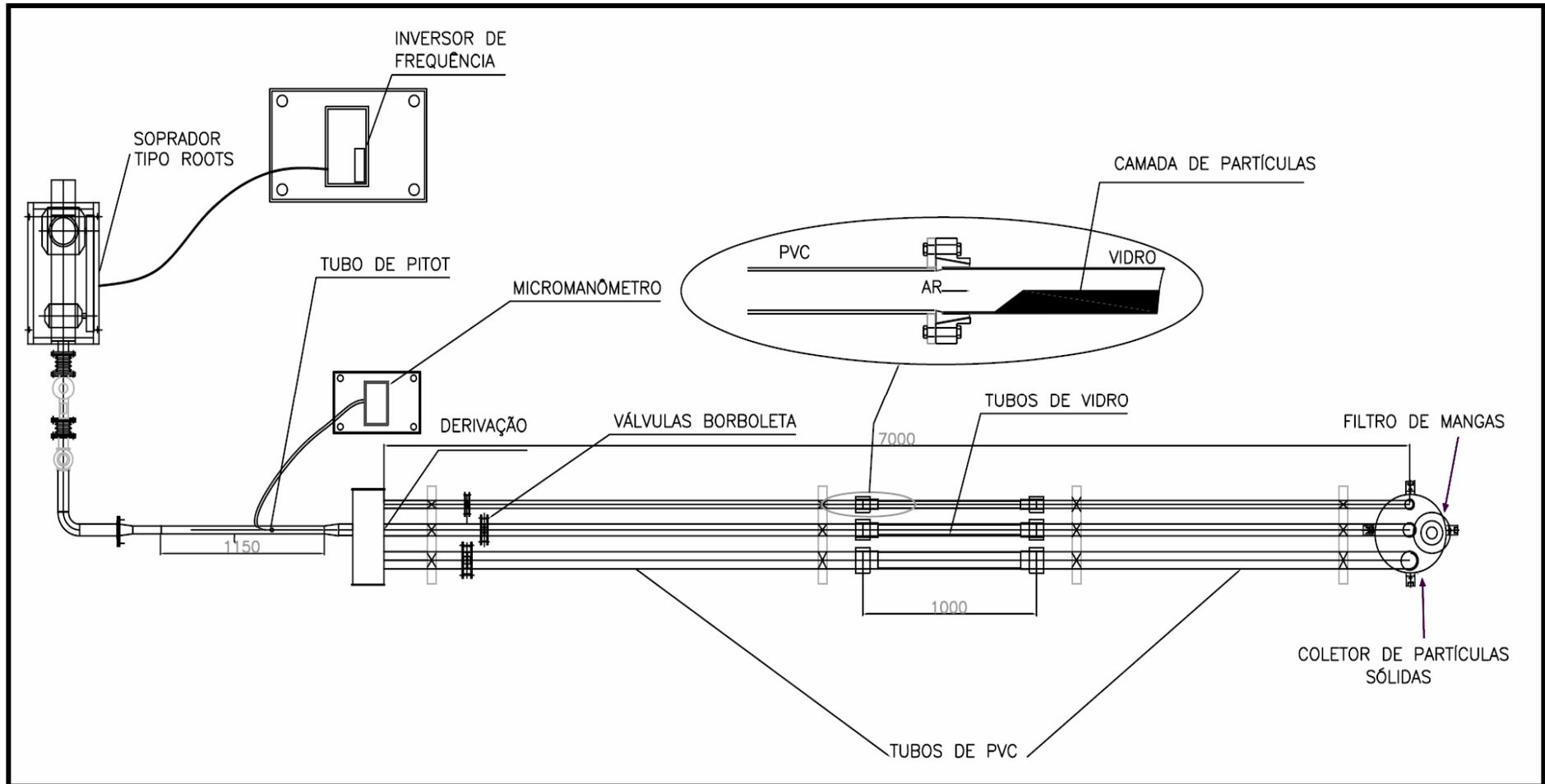


Figura 18 - Esquema da Bancada Experimental, mostrando detalhe no tubo de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA).

4.2 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

Existem diferentes técnicas (figura 19) para se determinar o tamanho de uma amostra de partículas com formas irregulares. Por exemplo, são utilizados diâmetros esféricos equivalentes para representar propriedades tri-dimensionais das partículas reais (RAWLE; ALLEN, 1992). Abaixo são enumerados alguns desses critérios de classificação.

1. Diâmetro de Arrasto (d_d) – diâmetro de uma esfera que tem a mesma resistência ao movimento estando em um mesmo fluido (com mesma viscosidade), e se movendo com a mesma velocidade das partículas;
2. Diâmetro de queda livre (d_f) – diâmetro de uma esfera tendo a mesma massa específica e a mesma velocidade de queda livre da partícula e estando no mesmo fluido que esta;
3. Diâmetro de Superfície (d_s) - diâmetro de uma esfera tendo a mesma área superficial que a partícula;
4. Diâmetro de Stokes (d_s) - diâmetro de uma esfera em queda livre na região de fluxo laminar, ou seja, uma partícula que alcançou a velocidade de Stokes;
5. Diâmetro de volume (d_v) - diâmetro de uma esfera tendo o mesmo volume da partícula.

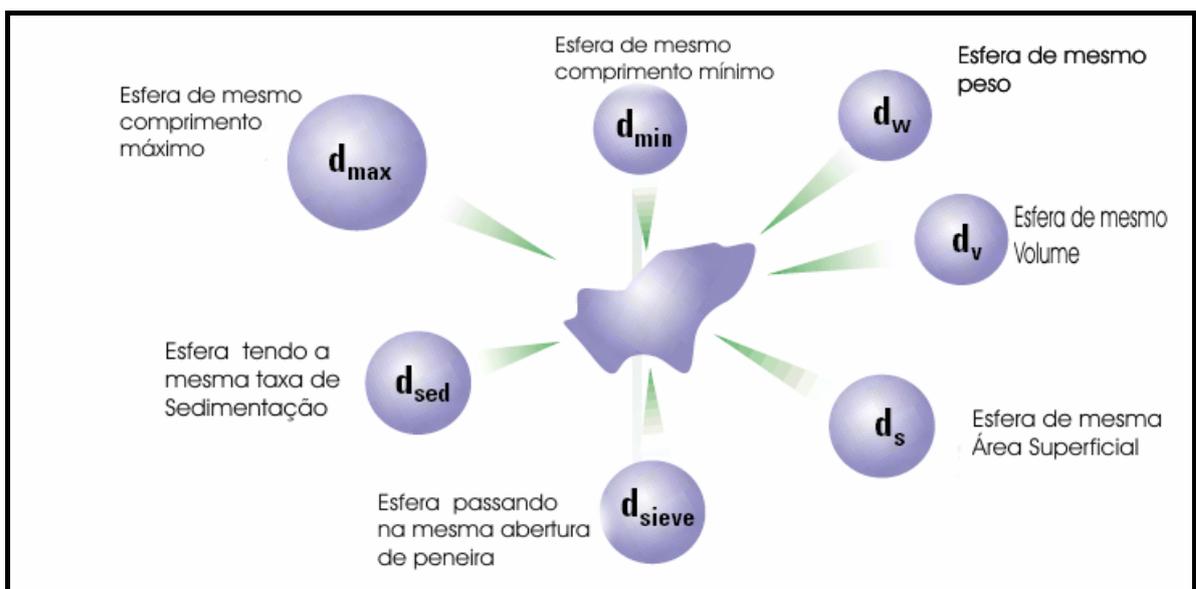


Figura 19 – Diâmetros equivalentes esféricos representando propriedades tri – dimensionais das partículas irregulares. Fonte: Rawle, (1992).

6. Tamanho médio representativo de uma amostra das partículas (d_{pm}): é obtido a partir da relação (YANG, 1998):

$$d_{pm} = \frac{\Sigma(\Delta M)}{\Sigma\left(\frac{\Delta M}{d_p}\right)} \quad (28)$$

sendo:

ΔM percentual de massa retida entre duas peneiras adjacentes;

d_p é a média aritmética da abertura de duas peneiras adjacentes onde partículas estão retidas.

Nesse trabalho, para fazer a caracterização do diâmetro médio das partículas utilizou-se a técnica de peneiração, onde fez-se a amostra passar por diversas peneiras com abertura de malha diferentes. O procedimento experimental é descrito a seguir.

4.2.1 Metodologia da Análise Granulométrica

1. Uma amostra de material foi separada e colocada em uma estufa regulada para uma temperatura de 100 °C, permanecendo por um período de 24 h sob processo de secagem;
2. Uma amostra do material foi coletada e pesada para se fazer a análise granulométrica (figura 20);



Figura 20 – Pesagem do material a ser utilizado na análise granulométrica. (Fonte: GTDEM-UFPA).

3. As peneiras (figura 21) foram arrumadas em ordem decrescente, de modo que a que apresenta o maior diâmetro de abertura ficou no topo e a peneira “cega” na base. O agitador das peneiras foi ligado e a amostra foi despejada na peneira do topo. À medida que o material caía, partes deste (cujos diâmetros de partícula eram maiores que os diâmetros de abertura das peneiras) ficavam retidas. Deu-se assim a separação do material a partir dos diâmetros de abertura das peneiras.



Figura 21 – Diâmetro de abertura (μm) das peneiras utilizadas na análise granulométrica.
(Fonte: GTDEM-UFPA).

4. Após um tempo de operação de vinte minutos desligou-se o agitador das peneiras e levou-se o material retido nas peneiras à balança digital, onde mediu-se a massa de areia contida em cada uma, inclusive a peneira cega.
5. O material contido em cada peneira foi armazenado em sacolas específicas para cada diâmetro de abertura da malha da peneira;
6. Obteve-se os percentuais de massa retida em cada peneira, massa passante pelas peneiras e massa acumulada através das relações:

$$\text{Percentual de massa retida} = \frac{M_{\text{retida}} \times 100}{M_{\text{total}}} \quad (29)$$

$$\text{Percentual de massa passante} = 100 - \text{Percentual de massa acumulada} \quad (30)$$

$$\begin{aligned} \text{Percentual de massa acumulada} = & \text{Percentual de massa retida} - \\ & \text{Percentual de massa acumulada (na peneira anterior)} \end{aligned} \quad (31)$$

Esses dados foram registrados em planilha eletrônica para posterior análise.

7. Repetiu-se os procedimentos (2) a (6) para a análise de mais duas amostras do mesmo material.

É importante mencionar que a massa de cada amostra não ultrapassou 300 g.

O processo de peneiramento do material teve continuidade com o fim de se obter quantidades suficientes para que se pudesse realizar os experimentos na bancada experimental, sem, no entanto passar pelos processos relacionados a análise granulométrica.

No item a seguir é feita a descrição dos procedimentos realizados para se efetuar a medição da massa específica da areia.

4.3 MEDIDA DA MASSA ESPECÍFICA DA AREIA

Para determinar a massa específica da areia utilizou-se uma proveta graduada e uma balança de precisão 0,01 gramas.

Colocou-se 15,82 g de areia na proveta graduada contendo 26 ml de água. Sendo o volume deslocado igual a 6 ml, calculou-se a massa específica real através da relação:

$$\rho = \frac{m}{V_d} \quad (32)$$

onde,

ρ é a massa específica real e V_d é o volume deslocado.

O resultado obtido para a massa específica real foi de 2636 Kg/m³

O item a seguir trata da descrição dos procedimentos realizados para se efetuar a medição da velocidade média de operação do gás.

4.4 MEDIDA DA VELOCIDADE MÉDIA DO AR

A medida da velocidade média do ar foi realizada com o uso de um tubo de Pitot e um micromanômetro. Na figura 22 temos uma representação esquemática dos pontos onde são obtidos os dados relacionados à medida da pressão dinâmica Δp do escoamento. Os dados referentes a esta pressão são obtidos pela diferença entre a pressão de estagnação e a pressão estática medidas.

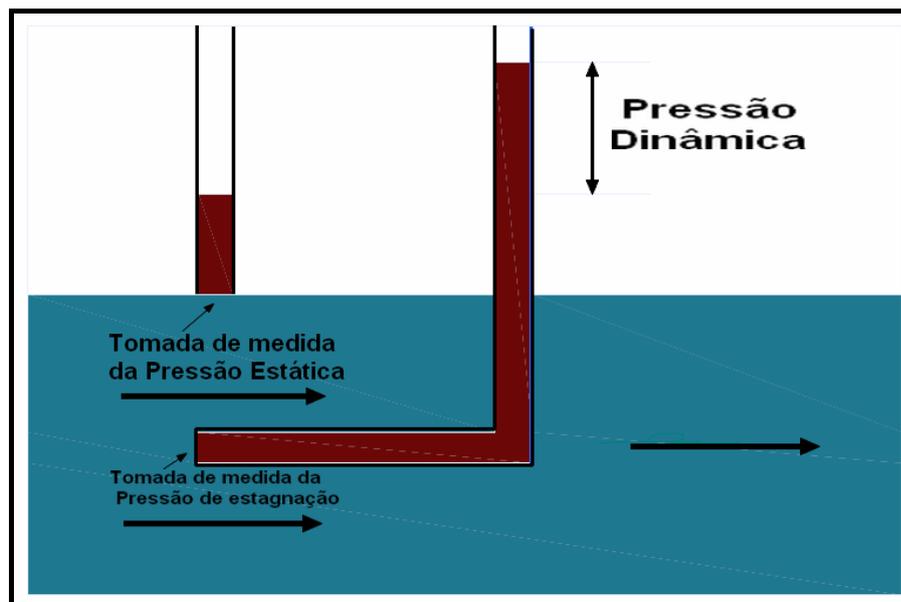


Figura 22 - Pressões Estática, Total e Dinâmica.

Os dados relacionados à pressão estática foram medidos em um duto de 50 mm de diâmetro por 1,15 m de comprimento em um ponto que se encontrava a 0,6m (15 vezes o diâmetro do duto à montante e 10 vezes o diâmetro do duto à jusante) próximo à extremidade de descarga do duto. Os dados referentes a pressão de estagnação foram lidos na extremidade do pitot que apontava diretamente contra o escoamento.

Para a determinação da velocidade média de operação do ar há a necessidade de se mapear a secção transversal do duto no local das medições de modo que os pontos onde as medidas da pressão dinâmica serão feitas estejam igualmente espaçados em um determinado eixo a partir do centro do duto. Como o diâmetro do duto é de 2 pol. escolheu-se 6 pontos de medições. As distâncias referentes a posição do tubo de Pitot estão apresentadas na figura 23. O raio interno R_0 é igual a 26,2 mm.

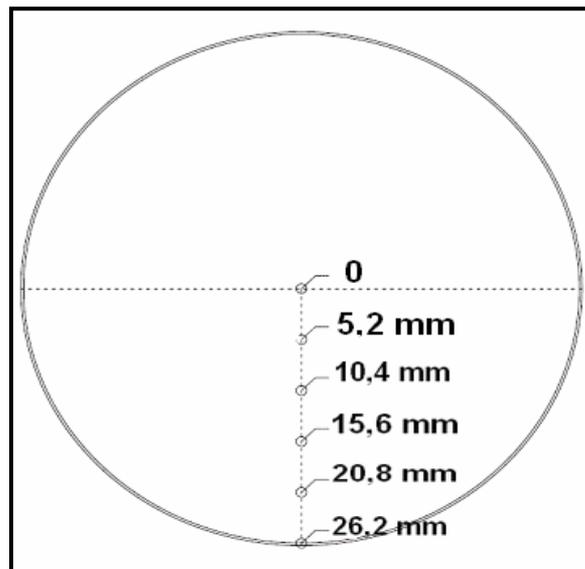


Figura 23 - Locais de medição da pressão estática e de estagnação.

Com o uso da equação de Bernoulli obteve - se a velocidade no ponto considerado:

$$\frac{v_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = \frac{v_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} \quad (33)$$

onde v_1 é a velocidade no ponto onde é medida a pressão estática, $v_2 (=0)$ é a velocidade no ponto onde é medida a pressão de estagnação, p_1 é a pressão estática e p_2 é a pressão de estagnação. Isolando v_1 no primeiro membro da equação 33, obtém-se:

$$v_1 = \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta p}{\rho}} \quad (34)$$

Os termos da equação de Bernoulli relacionados às energias potenciais são iguais e não foram considerados na equação. Os itens a seguir tratam dos procedimentos para a obtenção dos valores da pressão dinâmica nos seis pontos demarcados na secção transversal do duto.

4.4.1 Metodologia de Medição

Para obter os valores da pressão dinâmica nos seis pontos da secção transversal do duto, procede-se da seguinte maneira:

1. Instala-se o micromanômetro;
2. Instala-se a sonda de pressão de estagnação e pressão estática do tubo de pitot no local de medição na secção transversal do duto de raio interno de 26,2 mm.
3. Preenche-se, na planilha eletrônica de ensaio, alguns dados relevantes, como data, responsável pela condução do ensaio e rotações;
4. Predetermina-se certos valores de vazão que servirão como referência para a execução das medidas e insere-se o dados na planilha de ensaio. Como resposta, certas pressões dinâmicas devem ser atingidas para originar tais vazões;
5. liga-se o inversor de frequência e seleciona-se a rotação desejada para o soprador através do inversor de frequência;

6. Ajusta-se o nível zero do micromanômetro;
7. Adquire-se os dados da pressão dinâmica para os 6 locais de medição na secção transversal do duto e insere-se os mesmos na planilha de ensaio;
8. Altera-se o registro da rotação no soprador e repete-se os passos de 6 e 7 para atingir as demais vazões predeterminadas;

No capítulo 05 são apresentados os valores medidos da pressão dinâmica em função do raio e as respectivas velocidades calculadas com o uso da equação 34.

A equação (34) exige o uso da massa específica do ar. Esta foi obtida através da equação:

$$\rho = p/(R T) \quad (35)$$

onde R é a constante universal dos gases, T é a temperatura absoluta e p é a pressão no local que é dada por:

$$p = p_o \pm \Delta p_g \quad (36)$$

Sendo:

p_o é a pressão atmosférica (= $1,013\ 25 \times 10^5$ Pa)

Δp_g é a pressão manométrica

$R = 0,287$ KJ/Kg/K

$T = 300,15$ K

Obteve-se então:

$$p = 1,01325 \times 10^5 / (287 \cdot 300,15)$$

$$\rho = 1,176 \text{ Kg/m}^3$$

Os valores das velocidades obtidas com o uso da equação (34) possibilitaram o cálculo da velocidade média do gás para cada valor de vazão adotado.

Para determinar a velocidade média utilizou-se a Lei da Conservação da Massa em um volume de controle. Considerando o escoamento permanente e incompressível, tem-se que:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \text{const.} = m \quad (37)$$

onde \dot{m}_1 é a quantidade de massa que entra no volume de controle em um intervalo de tempo e \dot{m}_2 é a quantidade de massa que sai do volume de controle no mesmo intervalo de tempo.

Sendo $\dot{m} = \rho Q$, então:

$$\rho_1 Q_1 = \rho_2 Q_2 \quad (38)$$

Como $\rho_1 = \rho_2$ (considerou-se por simplificação o fluido incompressível), tem-se que:

$$v_m dA = v_r dA \quad (39)$$

Onde V_m é a velocidade média, dA é um elemento infinitesimal de área e v_r é a velocidade como função do raio do duto.

Integrando em ambos os lados,

$$\int v_m dA = \int v_r dA \quad (40)$$

Observando a figura 24, obtem-se as relações:

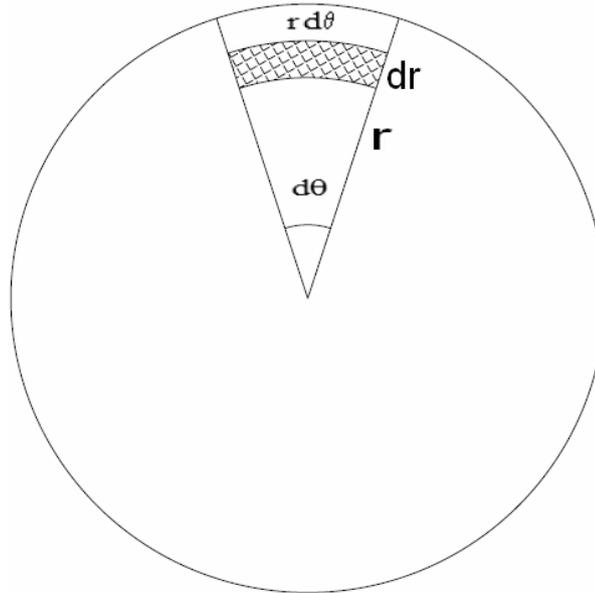


Figura 24 – Elemento infinitesimal de área dA .

$$ds = r d\theta \quad (41)$$

e

$$dA = dr ds = dr r d\theta \quad (42)$$

Substituindo na equação (40), obtem-se:

$$v_m \int dA = \int \int v_r r dr d\theta \quad (43)$$

Isolando a velocidade média, sendo que r deve variar de 0 a R e θ de 0 a 2π , encontra-se:

$$v_m = \frac{1}{A} \int_0^{2\pi} \int_0^R v_r r dr d\theta \quad (44)$$

A título de ilustração a velocidade média para uma determinada vazão é obtida. Veja os cálculos passo a passo.

Predeterminamos com o uso do inversor de frequência a rotação do soprador roots para 150 RPM. Certa vazão é obtida para essa rotação. A tabela 3 apresenta os valores da pressão dinâmica medidos em função dos valores do raio e suas respectivas velocidades calculadas com o uso da equação (34).

Tabela 3 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas.

Rotação do Soprador: 150 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0	13,0	4,70
5,24E-03	12,5	4,61
1,05E-02	12,0	4,52
1,57E-02	11,0	4,33
2,10E-02	10,0	4,12
2,62E-02	8,5	3,80

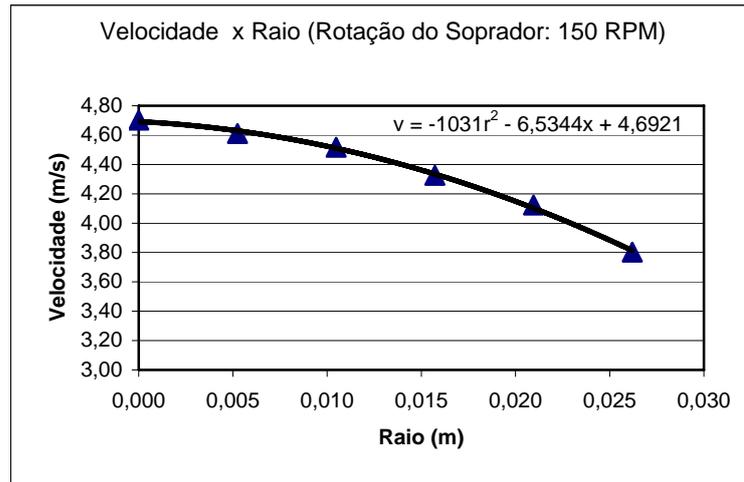


Figura 25 - Curva dos valores da velocidade em função do raio medido. Tubo de 2 pol.

A equação para v_r foi obtida através da curva dos valores de v em função do raio medido (figura 25). A equação para os valores da tabela acima é:

$$v_r = -1031 \cdot Ro^2 - 6,5344 \cdot Ro + 4,6941 \quad (45)$$

Essa equação é substituída na equação (44), então:

$$v_m = \frac{1}{A} \int_0^{2\pi} \int_0^R (-1031 \cdot Ro^2 - 6,5344 \cdot Ro + 4,6941) r \, dr \, d\theta \quad (46)$$

Cuja solução nos dá a velocidade média de operação do ar igual a 4,22 m/s. Variou-se as rotações no soprador de 150 a 150 RPM até 1350 RPM. Para cada rotação repetiu-se esses procedimentos. Os valores obtidos são apresentados no capítulo 05.

4.5 CORRELAÇÃO PARA DETERMINAR A VELOCIDADE MÉDIA DE OPERAÇÃO DO GÁS

Para não ter de fazer um número extremamente grande de medidas da pressão dinâmica, já que o procedimento para obter a velocidade de captura exigia uma enorme

quantidade de medidas da velocidade de operação do gás (velocidade média), obteve-se uma correlação para determinar a velocidade média em função da pressão dinâmica medida no centro do tubo ($R_0=0$). Para isso, construiu-se o gráfico (figura 26) com os valores da velocidade média do ar em função da referida pressão dinâmica em $R_0=0$.

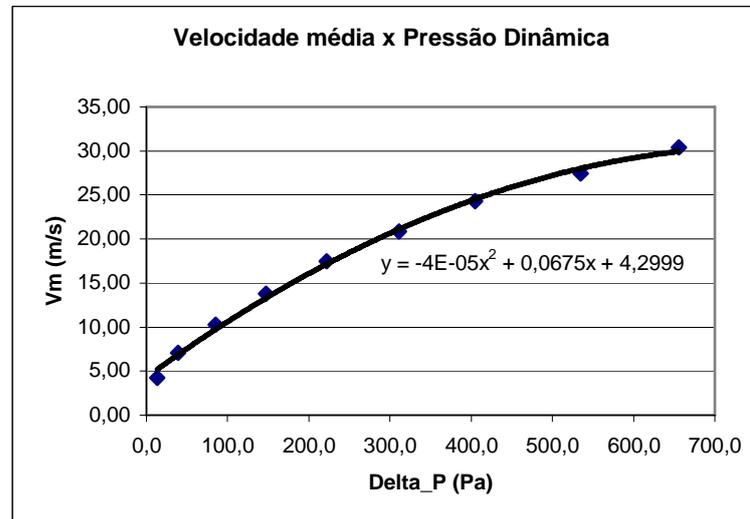


Figura 26 - Velocidade média do ar em função da pressão dinâmica medida no centro do tubo.

Obteve-se então a relação:

$$v_m = -0,00004 \Delta P_C^2 + 0,0675 \Delta P_C + 4,2999 \quad (47)$$

Determinou-se ainda o desvio absoluto e relativo da velocidade média obtida com a equação (47) com relação à velocidade média obtida com a equação (44) através das equações (48 e 49):

$$\text{desvio abs.} = |\text{medida} - \text{valor médio}| \quad (48)$$

$$\text{desvio rel.} = \frac{\text{desvio abs.}}{\text{valor médio}} \times 100 \quad (49)$$

Os cálculos são apresentados no capítulo 5.

O tópico a seguir descreve o procedimento experimental adotado para a obtenção dos dados relacionados à velocidade de captura.

4.6 MEDIDA DA VELOCIDADE DE CAPTURA

A medida da velocidade de captura das partículas no fundo da tubulação de vidro (figura 27) é feita através da observação visual e da análise quantitativa da perda de massa em função da velocidade de operação do gás. Observa-se o fenômeno da captura das partículas pela corrente do ar a uma vazão constante sobre a camada do material que encontra-se ocupando aproximadamente metade da área da secção transversal do tubo transparente. A medida que as partículas erodem, a área da secção transversal livre aumenta de modo que pelo princípio da continuidade a velocidade de captura na superfície da camada diminui, até que não seja mais possível ocorrer o fenômeno da captura e seja então alcançada uma condição de equilíbrio (CABREJOS et al, 1994). Mede-se então a velocidade do gás (velocidade média) e a massa de partículas que foi capturada pelo ar, mediante a pesagem do material retido no tubo. Esse procedimento é repetido até que praticamente 95% do material tenha sido capturado. Obtém-se uma relação entre a perda de massa e a velocidade do gás. Mediante a extrapolação da curva obtém-se a velocidade mínima de captura (figura 28), que é a intersecção da curva com o eixo das abscissas (KALMAN et al, 2005).



Figura 27 – Partículas de areia no fundo da tubulação de vidro (Fonte: GTDEM-UFPA)

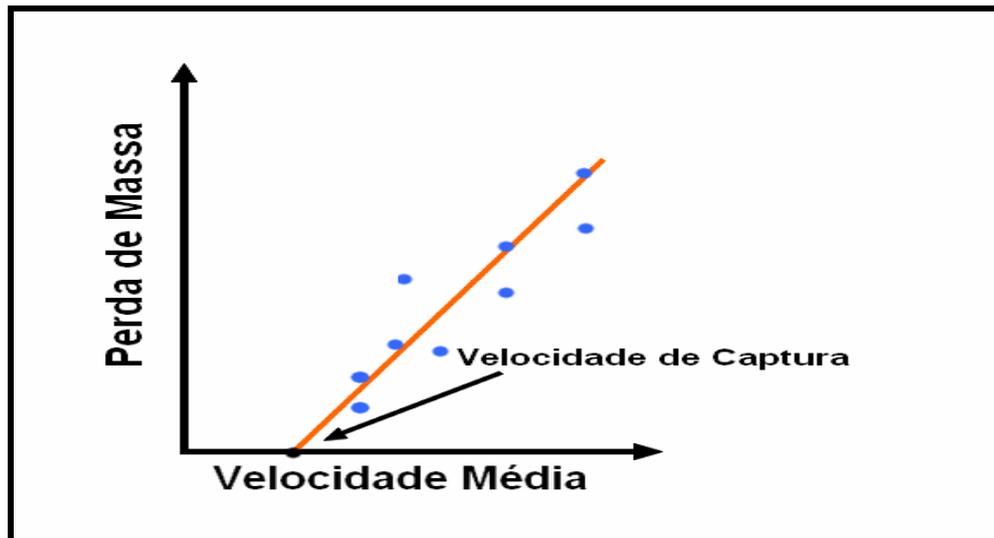


Figura 28 – Perda de massa x velocidade média.

Para medir a velocidade de captura das partículas no fundo da tubulação adotou-se os seguintes procedimentos:

1. Mediu-se a massa do tubo vazio;
2. Colocou-se o material no tubo de vidro e mediu-se a massa do conjunto;
3. Arrumou-se o material no interior do tubo de vidro (com a ajuda de duas espátulas) de modo que aquele ficasse distribuído uniformemente a partir do meio do tubo de vidro para as extremidades. Verificou-se cuidadosamente se o material no meio do tubo estava ocupando metade da área da secção transversal; Tomou-se o cuidado para que a altura da camada de material não excedesse o raio interno do tubo;
4. Colocou-se o tubo de pitot conectado na tubulação de modo que a sonda onde foi feita a leitura da pressão estivesse localizada no centro do tubo ($R=0$);
5. Observou-se a limpeza dos acoplamentos dos tubos. As superfícies dos tubos de vidro e dos acoplamentos deveriam estar bem limpas para evitar a quebra do tubo de vidro durante o acoplamento.
6. Fechou-se as duas válvulas borboleta localizadas nos outros dutos, mantendo-se aberta apenas a válvula instalada no duto onde seriam feitas as medições;

7. Conectou-se o tubo na tubulação correspondente (figura 29);

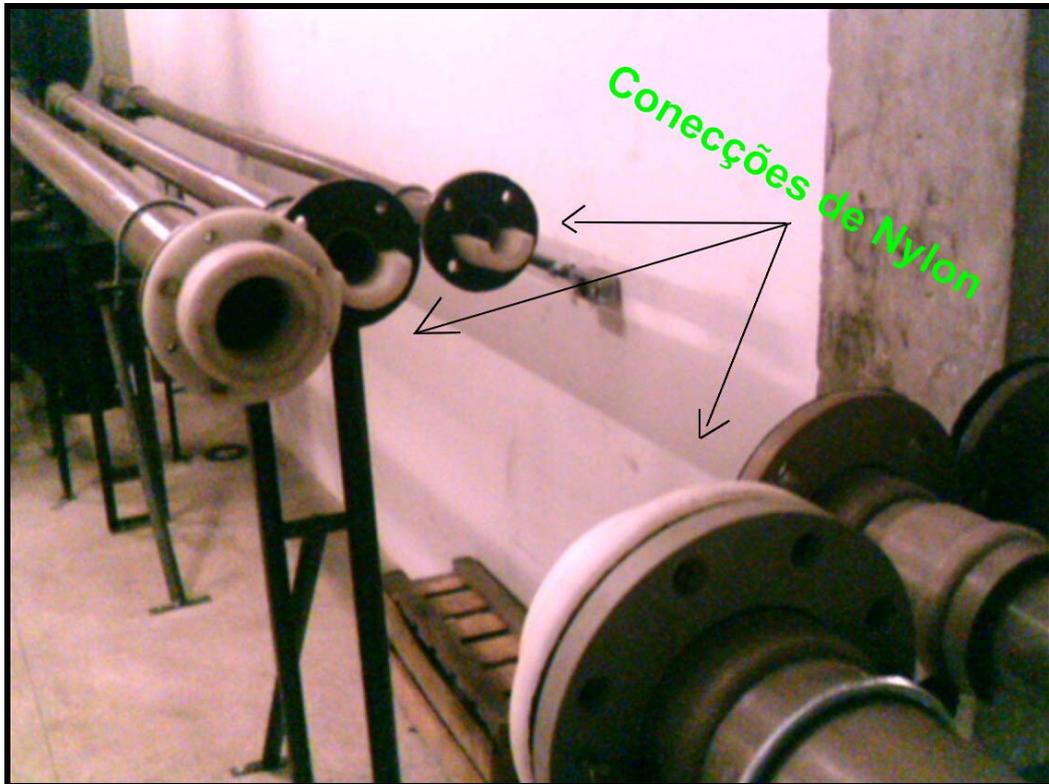


Figura 29 - Acoplamentos de nylon para conectar os tubos de vidro na tubulação de PVC. (Fonte: GTDEM-UFPA).

8. Ligou-se o micromanômetro;

9. Ligou-se o inversor de frequência;

10. Ajustou-se para zero a frequência no Set up do inversor;

11. Zerou-se o micromanômetro;

12. Deu-se a partida no soprador;

13. Aumentou-se a velocidade de rotação do soprador através do inversor até o momento em que começou haver a captura das partículas pela corrente de ar no interior da tubulação de vidro. Manteve-se selecionada essa rotação.

14. Observou-se o experimento e verificou-se o momento em que o fenômeno da captura das partículas cessou. Nesse instante, fez-se a medição da variação da pressão no micromanômetro;
15. Parou-se o soprador. O Set up de frequência do soprador foi mantido;
16. Desconectou-se o tubo de vidro com o material e mediu-se a massa do conjunto. Atentou-se para que não fosse modificada a posição das partículas no interior do tubo;
17. Conectou-se o tubo de vidro com o material na tubulação atentando-se para que não fosse modificada a posição das partículas no interior do tubo;
18. Repetiu-se os passos (11) a (17) até que houvesse no máximo 5% da massa inicialmente colocada no interior do tubo de vidro. Na última repetição, os passos (16) e (17) foram omitidos.
19. Desligou-se o inversor de frequência.

Com os dados da variação da pressão calculou-se as velocidades médias correspondentes com o uso da equação (47). Os resultados obtidos são apresentados no capítulo 05.

CAPÍTULO 5

RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

Os resultados obtidos da análise granulométrica para as três amostras analisadas (representativas da quantidade total de material usado nos experimentos) relacionados aos percentuais de massa retida, acumulada e passante nas peneiras são mostrados nas tabelas 04 a 06. Os gráficos correspondentes ao percentual de massa retida versus a abertura da peneira e a curva granulométrica são apresentados nas figuras 30 a 35.

Tabela 04 - Análise Granulométrica I - Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA I					
Massa: 201,53 g					
MALHA #	ABERTURA (µm)	MAS. RET. (g)	% DE MASSA RETIDA	% DE MASSA ACUMULADA	% DE MASSA PASSANTE
16	1000	3,95	1,96	1,96	98,04
28	595	12,95	6,43	8,39	91,61
32	500	13,27	6,58	14,97	85,03
42	354	34,16	16,95	31,92	68,08
65	210	74,09	36,76	68,68	31,32
100	149	25,11	12,46	81,14	18,86
150	105	15,79	7,84	88,98	11,02
200	74	7,65	3,80	92,78	7,22
270	53	5,74	2,85	95,62	4,38
325	44	3,59	1,78	97,40	2,60
400	37	1,55	0,77	98,17	1,83
-400	-37	3,68	1,83	100,00	0,00

Tabela 05- Análise Granulométrica II - Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA II

Massa: 173,21 g

MALHA #	ABERTURA (µm)	MAS. RET. (g)	% DE MASSA RETIDA	% DE MASSA ACUMULADA	% DE MASSA PASSANTE
16	1000	1,29	0,74	0,74	99,26
28	595	11,53	6,66	7,40	92,60
32	500	10,29	5,94	13,34	86,66
42	354	25,64	14,80	28,15	71,85
65	210	62,49	36,08	64,22	35,78
100	149	26,99	15,58	79,80	20,20
150	105	15,4	8,89	88,70	11,30
200	74	7,12	4,11	92,81	7,19
270	53	5,5	3,18	95,98	4,02
325	44	3,2	1,85	97,83	2,17
400	37	1,38	0,80	98,63	1,37
-400	-37	2,38	1,37	100,00	0,00

Tabela 06- Análise Granulométrica III- Percentuais de massa retida, massa acumulada e massa passante.

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA III

Massa: 119,58 g

MALHA #	ABERTURA (µm)	MAS. RET. (g)	% DE MASSA RETIDA	% DE MASSA ACUMULADA	% DE MASSA PASSANTE
16	1000	2,51	2,10	2,10	97,90
28	595	9,23	7,72	9,82	90,18
32	500	8,29	6,93	16,75	83,25
42	354	20,99	17,55	34,30	65,70
65	210	44,24	37,00	71,30	28,70
100	149	14,06	11,76	83,06	16,94
150	105	8,71	7,28	90,34	9,66
200	74	4,72	3,95	94,29	5,71
270	53	3,31	2,77	97,06	2,94
325	44	1,76	1,47	98,53	1,47
400	37	1,45	1,21	99,74	0,26
-400	-37	0,31	0,26	100,00	0,00

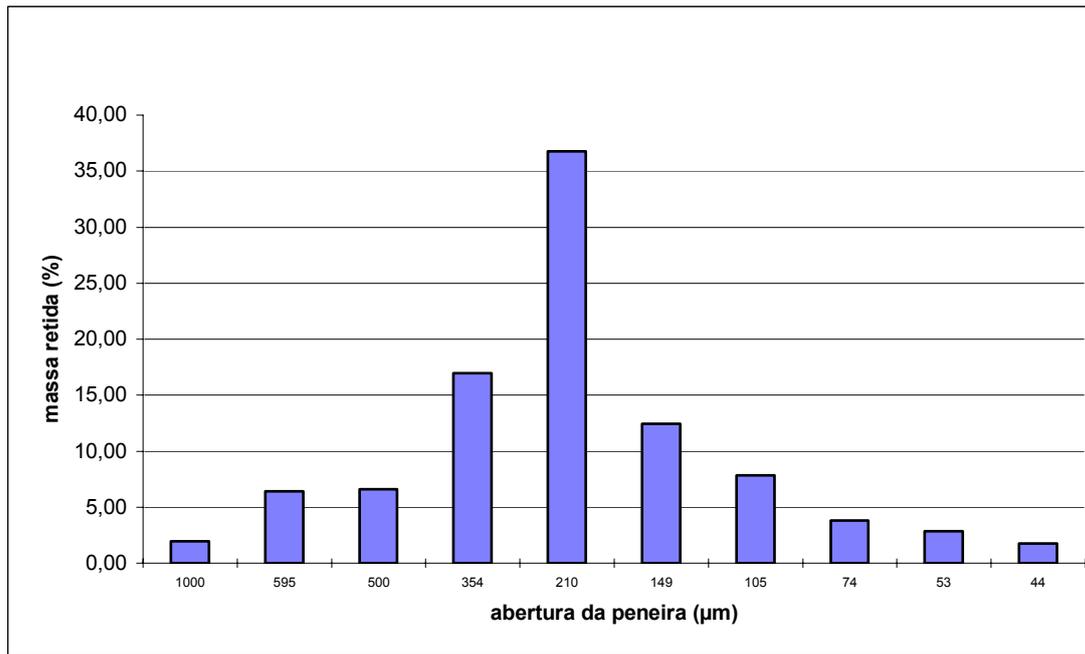


Figura 30 – Percentual de massa retida x abertura da peneira (I).

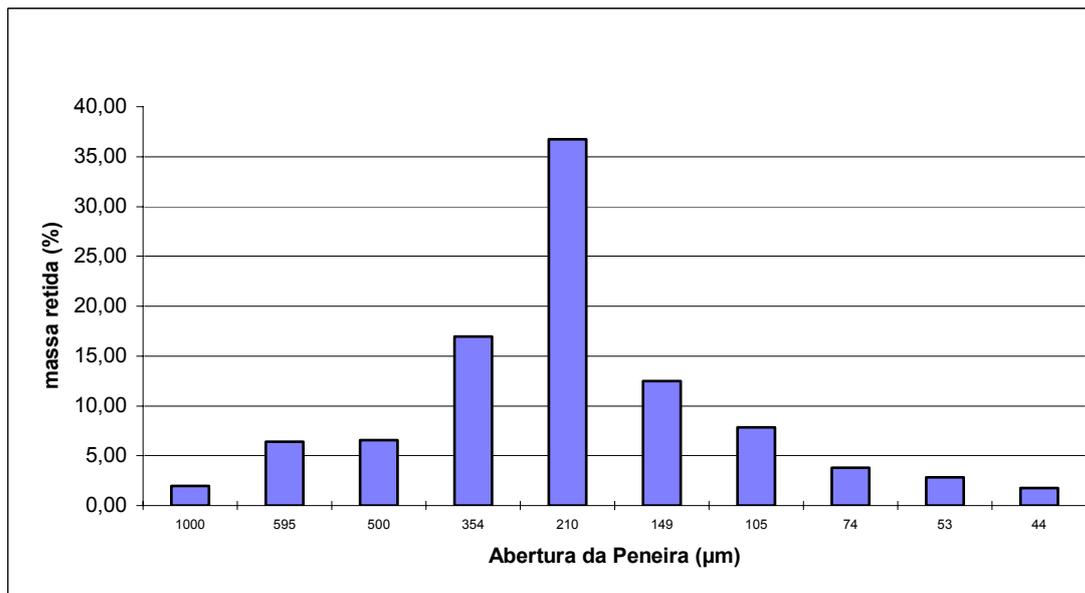


Figura 31 – Percentual de massa retida x abertura da peneira (II).

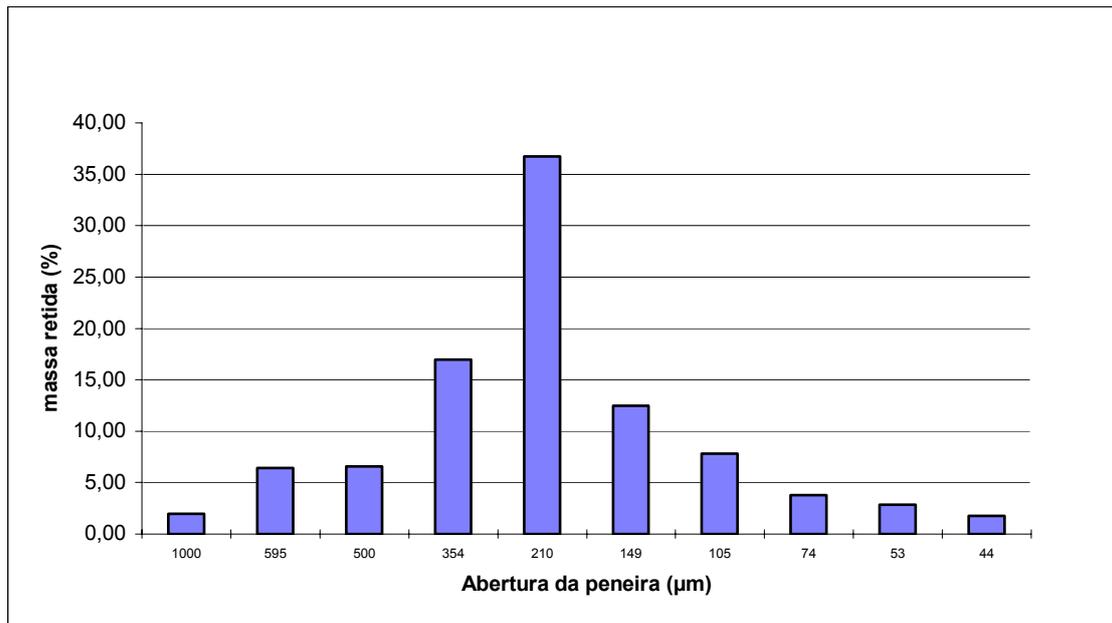


Figura 32 – Percentual de massa retida x abertura da peneira (III).

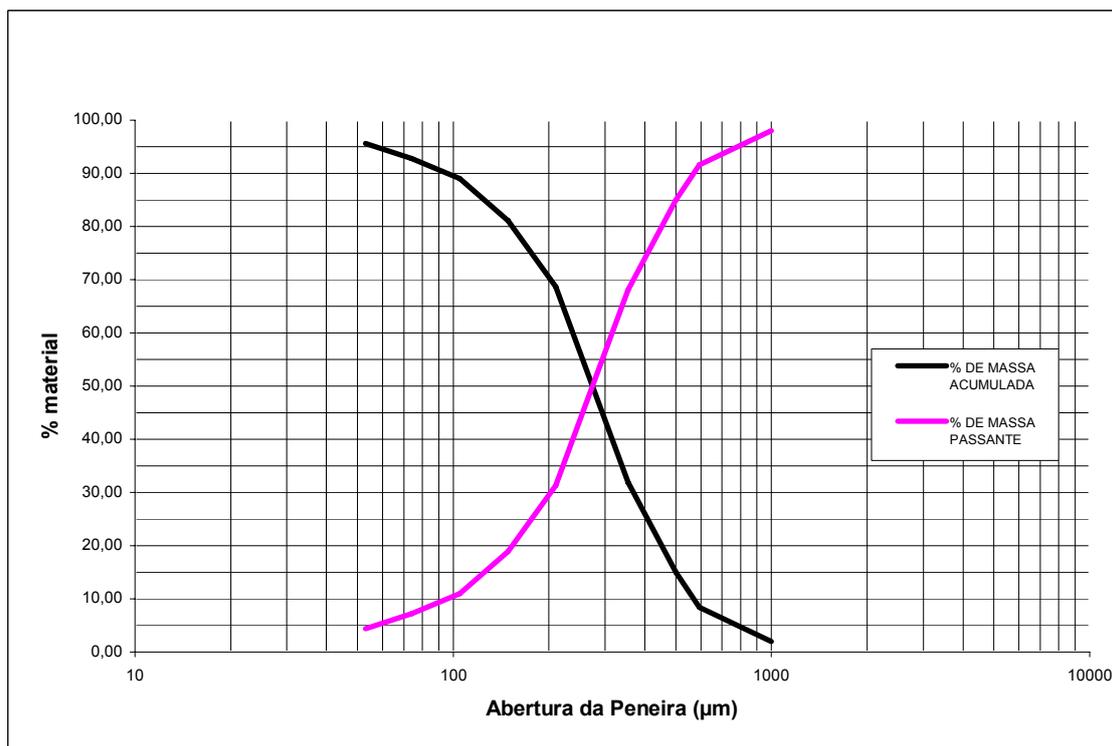


Figura 33 – Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (I).

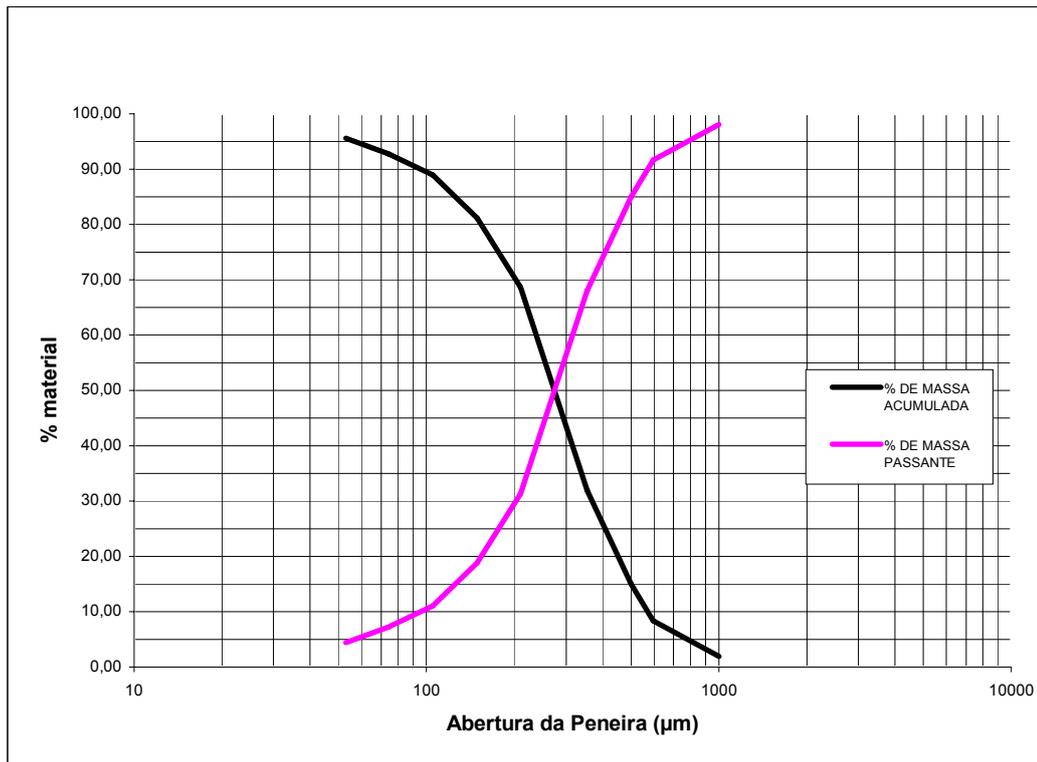


Figura 34 – Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (II).

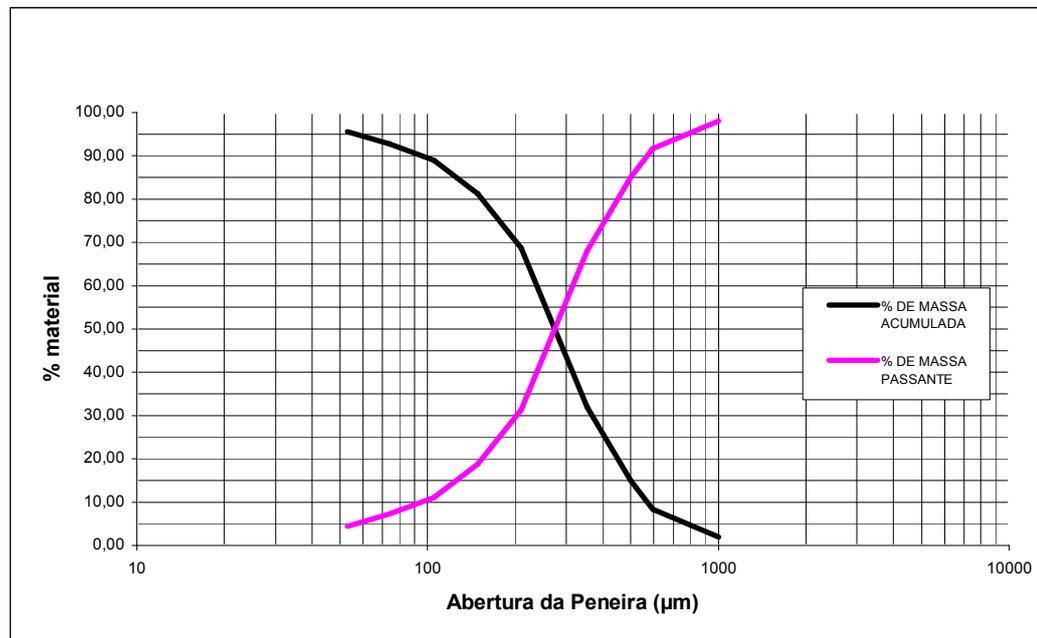


Figura 35 – Curvas dos Percentuais de massa acumulada e de massa passante em função da abertura da peneira (III).

O tamanho médio representativo da amostra das partículas (d_{pm}) foi obtido a partir da equação (28):

Fez-se os cálculos e obteve-se os diâmetros (d_{pm}) 207,25 μm , 198,82 μm e 209,77 μm relativos aos experimentos I, II e III, respectivamente. Adotou-se o diâmetro médio representativo das amostras das partículas (experimentos I, II e III) como sendo a média desses três diâmetros mais ou menos o erro padrão da média cujo valor é $(205,28 \pm 4,3) \mu\text{m}$.

A seguir são apresentados as tabelas e os gráficos dos resultados obtidos a medição da velocidade média do ar.

5.2 MEDIDA DA VELOCIDADE MÉDIA DO AR

As tabelas abaixo (7 a 15) apresentam os valores das pressões dinâmicas medidos em função dos valores do raio estabelecidos para diversas rotações do soprador, com o intuito de se mapear o perfil da velocidade no local das medições na secção transversal do duto de 2 pol. A velocidade do ar correspondente obtida com o uso da equação (34) e é apresentada na terceira coluna de cada tabela.

Tabela 07 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador :150 RPM.

Rotação do Soprador: 150 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0	13,0	4,70
5,24E-03	12,5	4,61
1,05E-02	12,0	4,52
1,57E-02	11,0	4,33
2,10E-02	10,0	4,12
2,62E-02	8,5	3,80

Tabela 08 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 300 RPM.

Rotação do Soprador: 300 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	39,0	8,14
0,005	36,0	7,82
0,010	33,0	7,49
0,016	30,0	7,14
0,021	29,0	7,02
0,026	25,0	6,52

Tabela 09 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 450 RPM.

Rotação do Soprador: 450 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	85,0	12,02
0,005	79,0	11,59
0,010	70,0	10,91
0,016	64,0	10,43
0,021	58,0	9,93
0,026	51,0	9,31

Tabela 10 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 600 RPM.

Rotação do Soprador: 600 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	147,0	15,81
0,005	135,0	15,15
0,010	125,0	14,58
0,016	115,5	14,02
0,021	107,0	13,49
0,026	93,0	12,58

Tabela 11 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 750 RPM.

Rotação do Soprador: 750 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	222,0	19,43
0,005	210,0	18,90
0,010	199,0	18,40
0,016	188,0	17,88
0,021	171,0	17,05
0,026	151,0	16,03

Tabela 12 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 900 RPM.

Rotação do Soprador: 900 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	311,0	23,00
0,005	294,0	22,36
0,010	280,0	21,82
0,016	260,0	21,03
0,021	252,0	20,70
0,026	219,0	19,30

Tabela 13 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1050 RPM.

Rotação do Soprador: 1050 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	405,0	26,25
0,005	396,0	25,95
0,010	380,0	25,42
0,016	372,0	25,15
0,021	338,0	23,98
0,026	287,0	22,09

Tabela 14 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1200 RPM.

Rotação do Soprador: 1200 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	535,0	30,16
0,005	503,0	29,25
0,010	475,0	28,42
0,016	464,0	28,09
0,021	441,0	27,39
0,026	370,0	25,09

Tabela 15 - Pressão dinâmica em função do raio e suas respectivas velocidades calculadas (equação 34) – rotação do soprador: 1350 RPM.

Rotação do Soprador: 1350 RPM		
R (m)	ΔP (Pa)	V (m/s)
0,000	656	33,07
0,005	614	31,99
0,010	580	31,09
0,016	561	30,58
0,021	542	30,06
0,026	474	28,11

Para determinar a velocidade média de operação do gás para cada rotação pré – estabelecida, obteve – se a curva da velocidade em função do raio do duto. A figura 36 apresenta esses resultados.

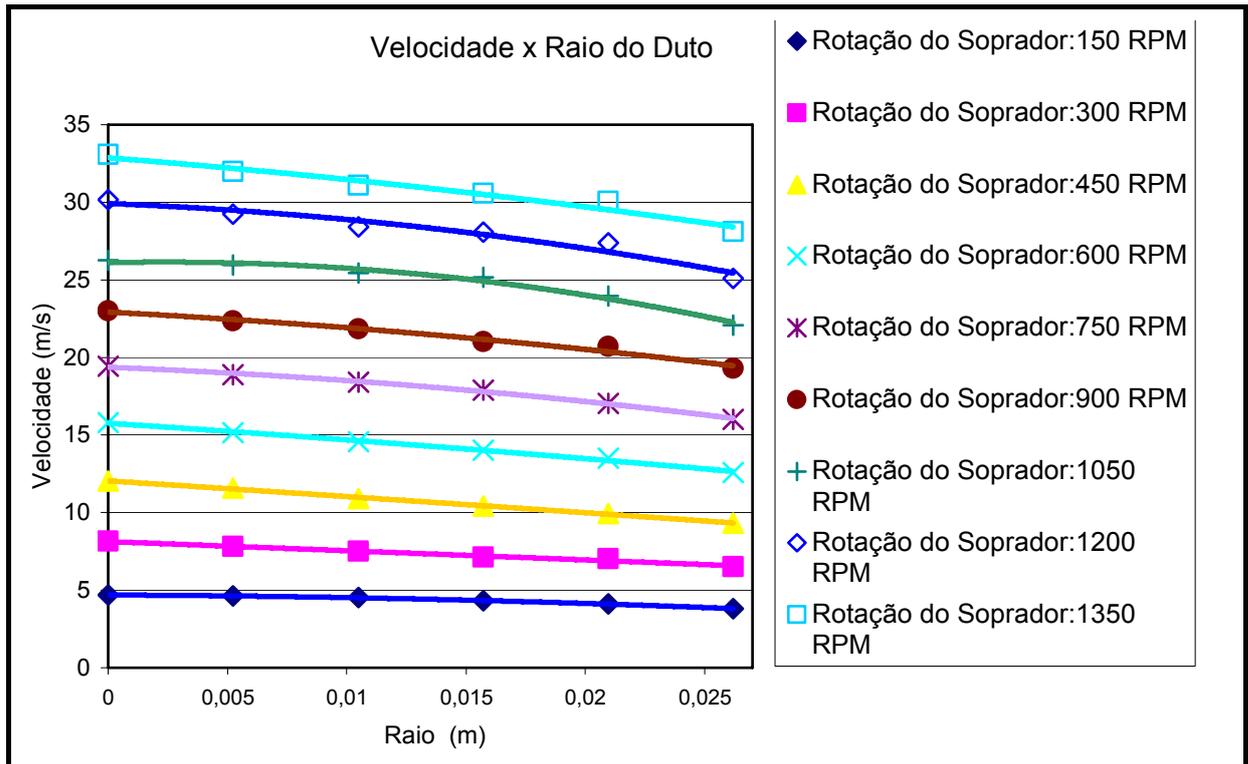


Figura 36 - Curva da velocidade do gás em função do raio do duto.

Obtendo a equação correspondente a cada curva obtida no gráfico da figura 36, fazendo a substituição de cada equação na equação (44) e fazendo a devida integração obtemos os valores das velocidades médias de operação do gás apresentados na tabela 16. Essa tabela também apresenta os valores da pressão dinâmica medidos no centro do duto ($R=0$).

Tabela 16 – Pressão Dinâmica ($R=0$) x Velocidade Média (equação 44).

$\Delta P_{\text{Centro}} \text{ (Pa)}$	$V_m \text{ (m/s)}$
13,0	4,22
39,0	7,10
85,0	10,25
147,0	13,77
222,0	17,46
311,0	20,84
405,0	24,32
535,0	27,42
656,0	31,37

5.3 CORRELAÇÃO PARA DETERMINAR A VELOCIDADE MÉDIA DE OPERAÇÃO DO GÁS.

Conforme discutido no item 4.5, estabeleceu-se uma correlação (equação 47) para a determinação da velocidade média de operação do gás. Está foi obtida a partir da curva dos valores da velocidade média (tabela 16) em função da pressão dinâmica no centro do duto.

A tabela 17 mostra os valores obtidos tanto através da equação (44) como através da equação (47). Determinou-se ainda o desvio absoluto e relativo da velocidade média obtida com a equação (47) com relação à velocidade média obtida com a equação (44) através das equações (48 e 49).

Tabela 17 – Velocidades Médias (equações 44 e 47), desvios absoluto e relativo dos valores de velocidades.

Rot. Soprador (RPM)	ΔP _Centro (Pa)	Vm (m/s) (eq. 44)	Vm (m/s) (eq. 47)	Desvio Absoluto	Desvio Relativo (%)
300	39,0	7,10	6,87	0,23	3,22
450	85,0	10,25	9,75	0,50	4,91
600	147,0	13,77	13,36	0,41	2,99
750	222,0	17,46	17,31	0,14	0,81
900	311,0	20,84	21,42	0,59	2,82
1050	405,0	24,32	25,08	0,75	3,10
1200	535,0	27,42	28,96	1,55	5,64
1350	656,0	30,42	31,37	0,94	3,10

Com a correlação obtida (equação 47) efetuou-se os ensaios para medir a velocidade de captura das partículas de areia contidas no fundo da tubulação.

As tabelas 18 a 35 mostram os valores da velocidade média de operação do gás obtidos com o uso da equação (47) para uma série de experimentos (três experimentos para cada diâmetro médio das partículas) realizados com o objetivo de se medir a velocidade de captura das partículas contidas no fundo da tubulação transparente.

São apresentados ainda nessas tabelas (coluna 01) os valores da perda de massa obtidos a partir da captura do material no fundo do duto pela corrente de ar. O diâmetro médio

das partículas apresentado em cada tabela é obtido a partir da media aritmética dos diâmetros de abertura da peneira onde as partículas ficaram retidas e a peneira anterior.

Tabela 18 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento I

Diâm. Médio (μm):		22
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,030	29	6,22
0,045	35	6,61
0,060	40	6,94
0,085	44	7,19
0,110	53	7,77
0,140	58	8,08
0,165	65	8,52
0,190	72	8,95
0,210	83	9,63
0,220	95	10,35

Tabela 19 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento II

Diâm. Médio (μm):		22
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,020	25	5,96
0,050	30	6,29
0,075	35	6,61
0,085	38	6,81
0,120	47	7,38
0,165	55	7,89
0,200	63	8,39
0,235	71	8,89
0,280	84	9,69

Tabela 20 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 22 μm – Experimento III

Diâm. Médio (μm):		22
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,040	39,0	6,87
0,060	44,0	7,19
0,085	49,5	7,54
0,105	54,0	7,83
0,130	61,5	8,30
0,170	66,0	8,58
0,200	73,0	9,01
0,245	79,5	9,41
0,270	93,0	10,23

Tabela 21 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm - Experimento I

Diâm. Médio (μm):		48,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,035	15,0	5,30
0,075	19,0	5,57
0,135	24,5	5,93
0,175	28,0	6,16
0,225	32,0	6,42
0,255	35,0	6,61
0,290	40,0	6,94
0,335	44,0	7,19

Tabela 22 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm - Experimento II

Diâm. Médio (μm):		48,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,035	11	5,04
0,080	14	5,24
0,130	17	5,44
0,180	20	5,63
0,230	22	5,77
0,285	25	5,96
0,295	29	6,22

Tabela 23 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 48,5 μm - Experimento III

Diâm. Médio (μm):		48,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,040	9	4,90
0,100	12	5,10
0,150	15	5,30
0,195	18	5,50
0,210	19	5,57
0,235	21	5,70
0,255	24	5,90
0,280	27	6,09
0,290	30	6,29

Tabela 24 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm - Experimento I

Diâm. Médio (μm):		63,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,035	3	4,50
0,070	4	4,57
0,110	5	4,64
0,155	8	4,84
0,210	11	5,04
0,250	12	5,10
0,270	15	5,30
0,280	16	5,37

Tabela 25 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm - Experimento II

Diâm. Médio (μm):		63,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,040	4	4,57
0,060	7	4,77
0,090	8	4,84
0,130	10	4,97
0,180	13	5,17
0,220	15	5,30
0,245	17	5,44

Tabela 26 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 63,5 μm - Experimento III

Diâm. Médio (μm):		63,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,020	3	4,50
0,045	5	4,64
0,085	7,5	4,80
0,130	9	4,90
0,180	11	5,04
0,210	15	5,30
0,245	17	5,44
0,255	21	5,70

Tabela 27 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm - Experimento I

Diâm. Médio (μm):		89,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,090	4	4,57
0,120	6	4,70
0,165	8	4,84
0,240	13	5,17
0,270	15	5,30
0,280	17	5,44
0,290	18	5,50

Tabela 28 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm - Experimento II

Diâm. Médio (μm):		89,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,045	5,0	4,64
0,100	6,0	4,70
0,145	8,5	4,87
0,205	12,0	5,10
0,225	15,0	5,30
0,230	19,0	5,57

Tabela 29 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 89,5 μm - Experimento III

Diâm. Médio (μm):		89,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vm (m/s)
0,050	9,0	4,90
0,080	13,0	5,17
0,135	17,5	5,47
0,180	22,0	5,77
0,220	28,0	6,16
0,260	33,5	6,52
0,315	42,0	7,06

Tabela 30 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm - Experimento I

Diâm. Médio (μm):		179,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,045	6	4,70
0,065	8	4,84
0,115	9	4,90
0,195	10	4,97
0,230	13	5,17
0,275	15	5,30
0,345	20	5,63

Tabela 31 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm - Experimento II

Diâm. Médio (μm):		179,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,055	9	4,90
0,085	11	5,04
0,125	13	5,17
0,185	14	5,24
0,250	19	5,57
0,330	24	5,90
0,415	28	6,16

Tabela 32 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 179,5 μm - Experimento III

Diâm. Médio (μm):		179,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,060	15,0	5,30
0,095	19,0	5,57
0,115	25,0	5,96
0,170	32,0	6,42
0,250	39,0	6,87
0,285	43,5	7,16
0,330	51,0	7,64

Tabela 33 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm - Experimento I

Diâm. Médio (μm):		253,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,045	11	5,04
0,095	13	5,17
0,145	15	5,30
0,210	19	5,57
0,260	22	5,77
0,315	27	6,09
0,360	29	6,22

Tabela 34 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm - Experimento II

Diâm. Médio (μm):		253,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,060	14,0	5,24
0,110	17,0	5,44
0,18	20,0	5,63
0,250	23,0	5,83
0,295	26,5	6,06
0,345	31,0	6,35
0,410	36,0	6,68

Tabela 35 – Perda de massa em função da velocidade média de operação do gás. Diâmetro médio das partículas: 253,5 μm - Experimento III

Diâm. Médio (μm):		253,5
Perda de massa (Kg)	ΔP (Pa)	Vcentro(m/s)
0,070	18,0	5,50
0,120	23,0	5,83
0,155	28,0	6,16
0,195	33,5	6,52
0,240	39,0	6,87
0,285	46,0	7,32
0,330	53,0	7,77

5.4 MEDIDA DA VELOCIDADE DE CAPTURA

A medição experimental da velocidade de captura baseada na observação do comportamento das partículas de areia no fundo da tubulação transparente, na medida da quantidade de massa capturada pela corrente de ar e na medida da velocidade de operação do

gás apresentou resultados satisfatórios tanto sob o aspecto quantitativo como qualitativo. As figuras 37 a 43 apresentam os valores determinados para a velocidade de captura das partículas a partir de três experimentos realizados para cada diâmetro de partícula. Esses valores correspondem à intersecção da curva extrapolada com o eixo das abscissas. A curva foi obtida através do método dos mínimos quadrados.

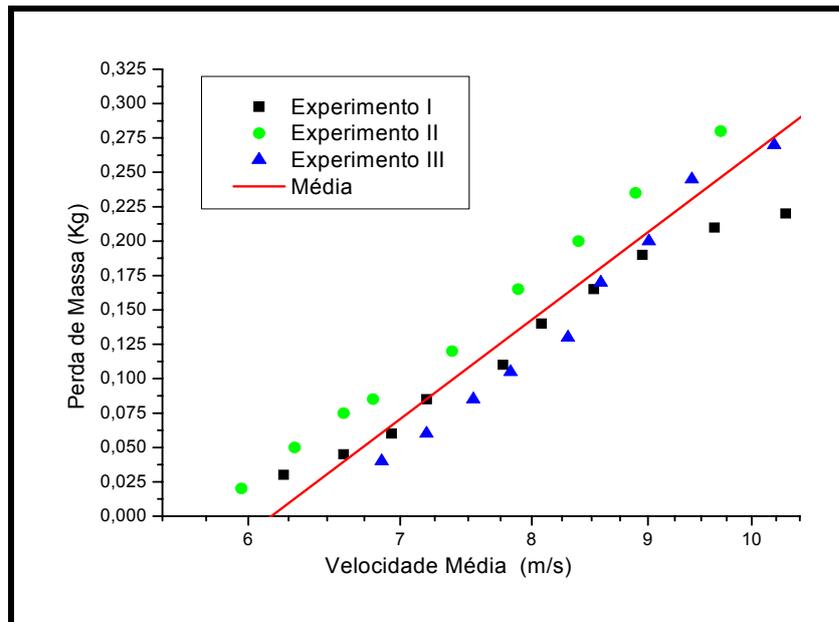


Figura 37 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 22 \mu\text{m}$ - $D = 2 \text{ pol.}$

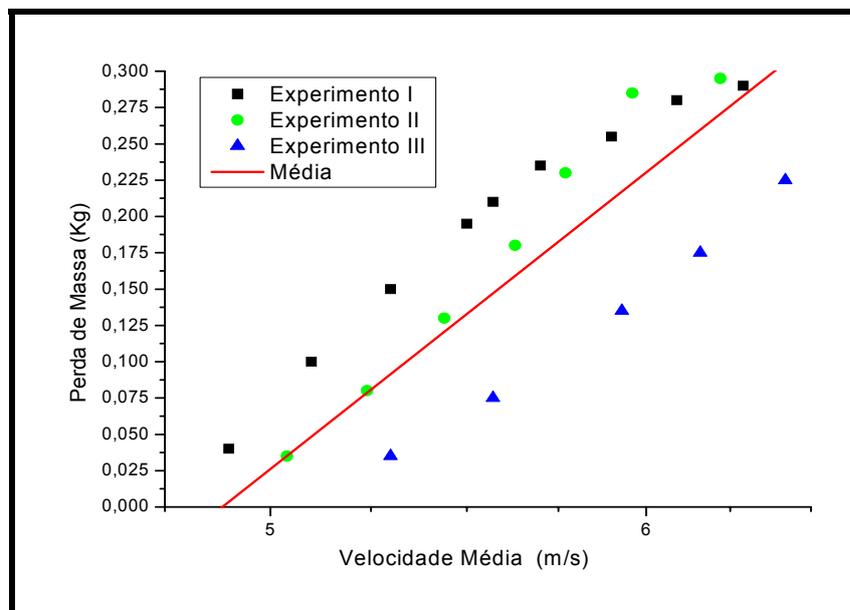


Figura 38-Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 48,5 \mu\text{m}$ - $D = 2 \text{ pol.}$

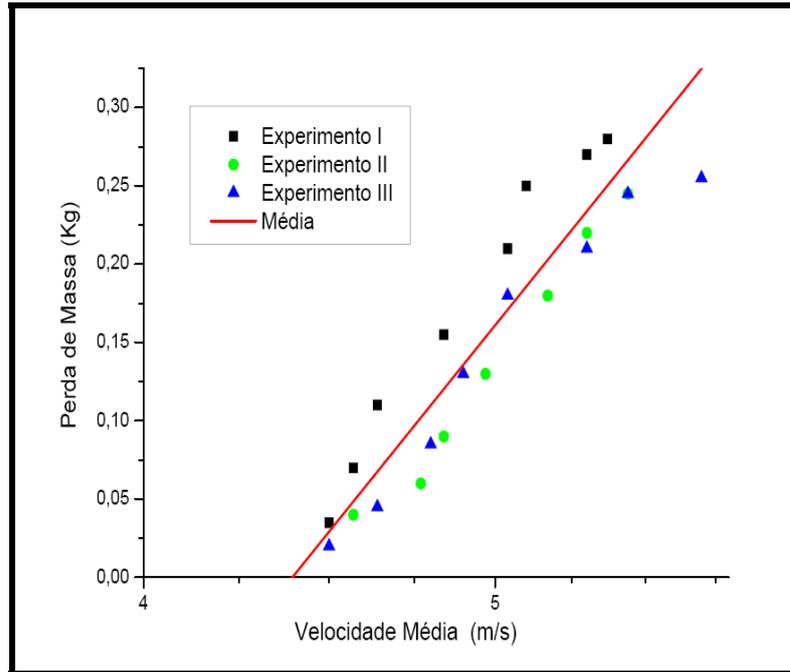


Figura 39 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 63,5 \mu\text{m}$ - $D = 2 \text{ pol.}$

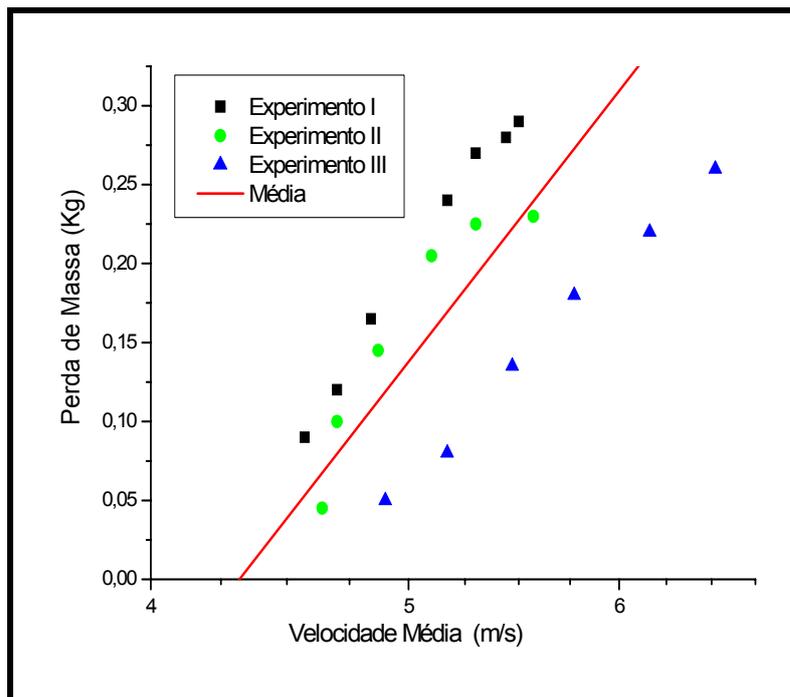


Figura 40 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 89,5 \mu\text{m}$ - $D = 2 \text{ pol.}$

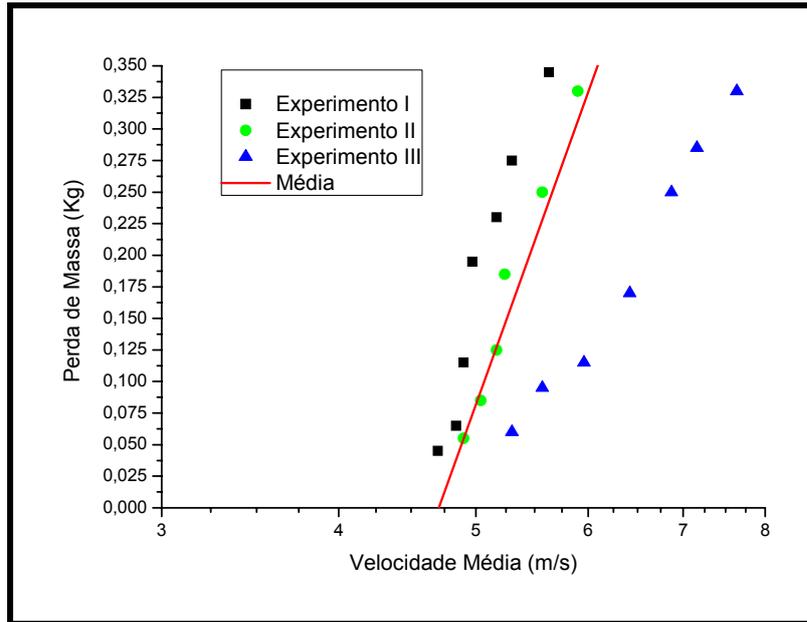


Figura 41 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ - $D = 2$ pol.

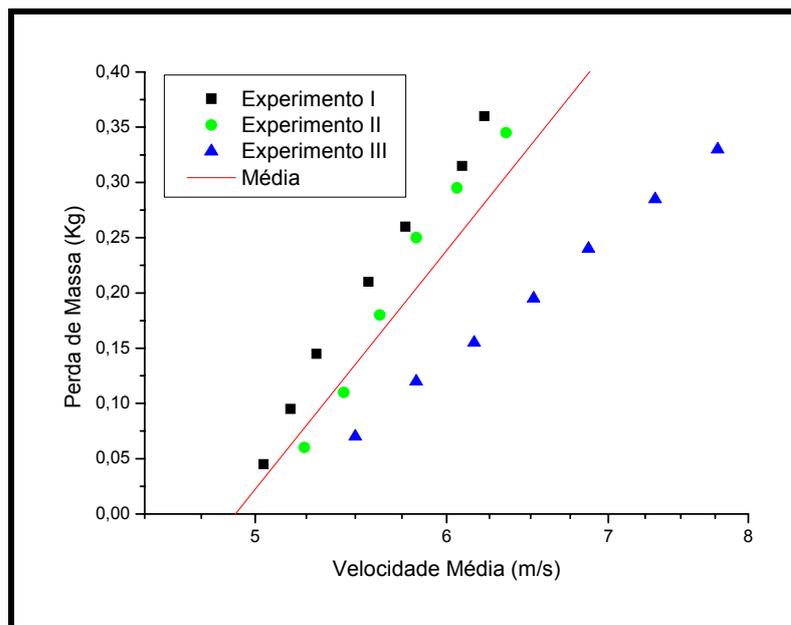


Figura 42 - Perda de massa em função da velocidade média do ar - $d_p = 253,5 \mu\text{m}$ - $D = 2$ pol.

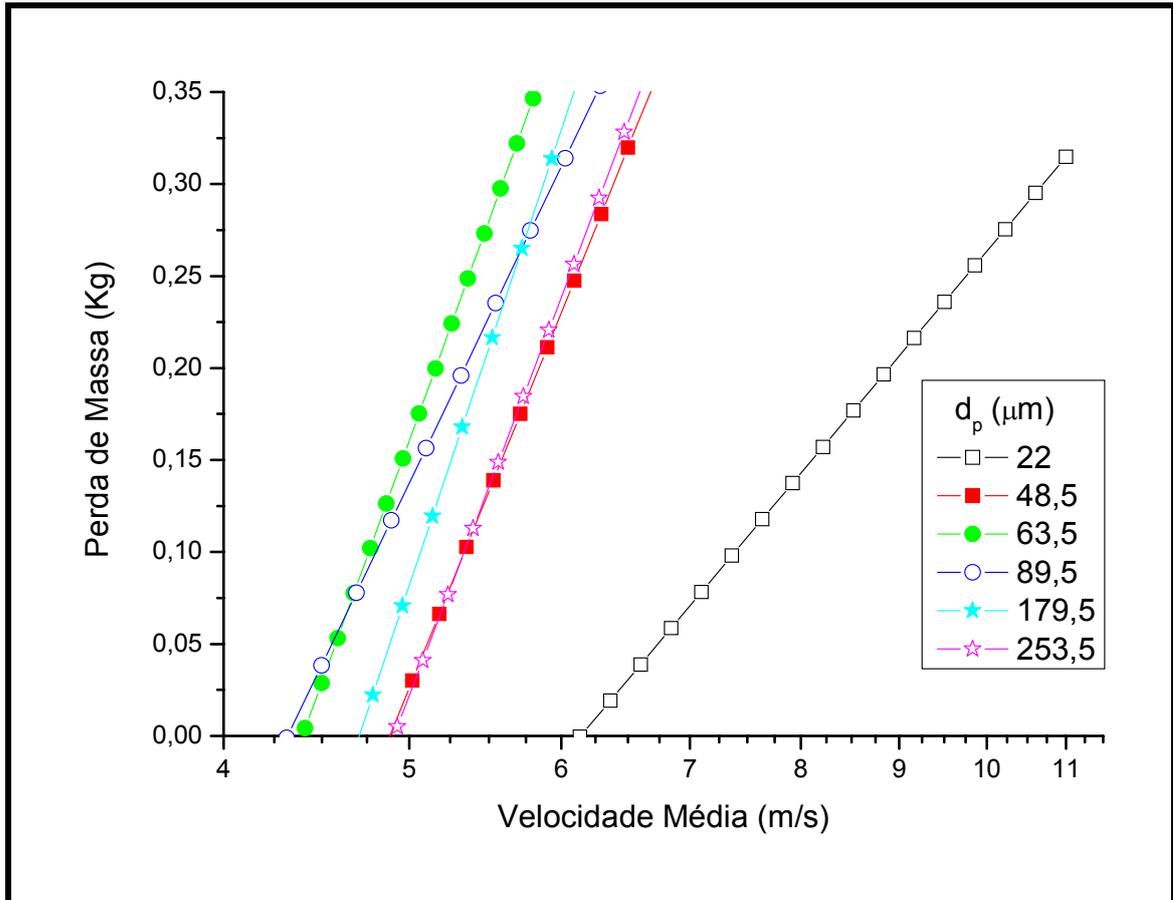


Figura 43 - Perda de massa em função da velocidade média do ar (valores médios)- D = 2 pol.

Pode-se observar um bom ajuste da curva em um gráfico semilog. Verifica-se ainda que os valores das velocidades de captura medidos estão em boa concordância entre si, conforme apresenta a tabela 36 e a figura 44.

Tabela 36 - Comparação entre as velocidades de captura- D = 2 pol

dp (m)	U_{c1} (m/s)	U_{c2}(m/s)	U_{c3}(m/s)	Média	Desvio Méd. Abs.
2,20E-05	5,88	5,80	6,56	6,08	0,32
4,85E-05	4,61	4,91	5,13	4,88	0,18
6,35E-05	4,36	4,48	4,40	4,41	0,04
8,95E-05	4,19	4,28	4,58	4,35	0,15
1,795E-04	4,57	4,74	4,98	4,76	0,14
2,53E-04	4,88	5,00	5,00	4,96	0,05

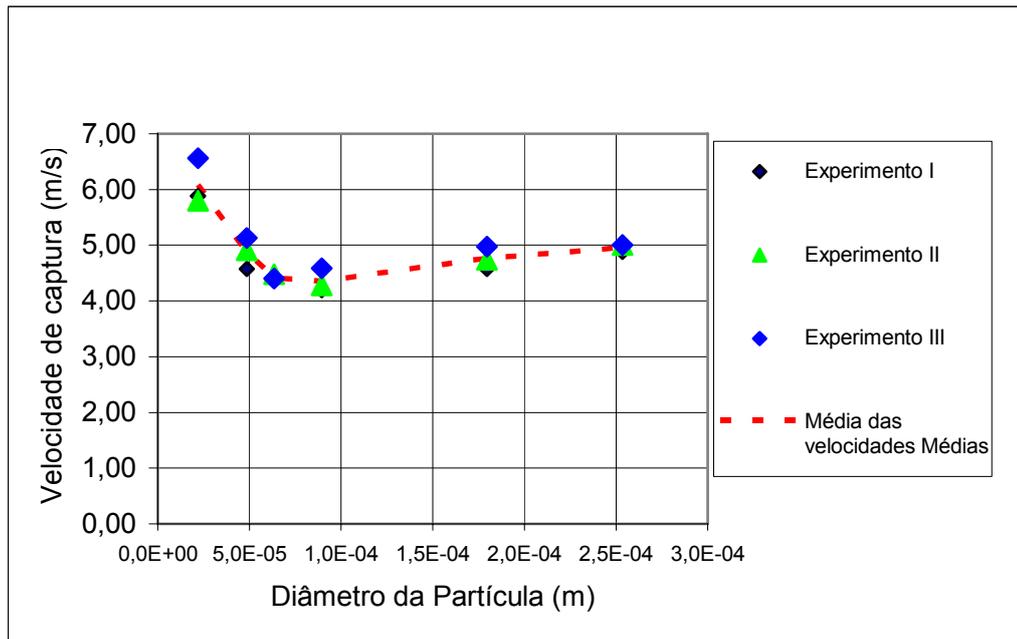


Figura 44 - Comparação entre as velocidades de operação do gás – D = 2 pol

Foram também realizados ensaios para verificar a influência do diâmetro da tubulação na velocidade de captura das partículas. As figura 45 a 48 mostram os gráficos obtidos a partir dos experimentos ilustrando os valores de velocidade média do ar em função da perda de massa (obteve-se, portanto a velocidade de captura na intersecção da curva com o eixo das abscissas) para os diâmetros da tubulação (2, 3 e 4 pol.). Nesse caso utilizou-se um único diâmetro médio de partícula e variou-se o diâmetro da tubulação. O diâmetro médio da partícula nesses experimentos foi de 179,5 μm .

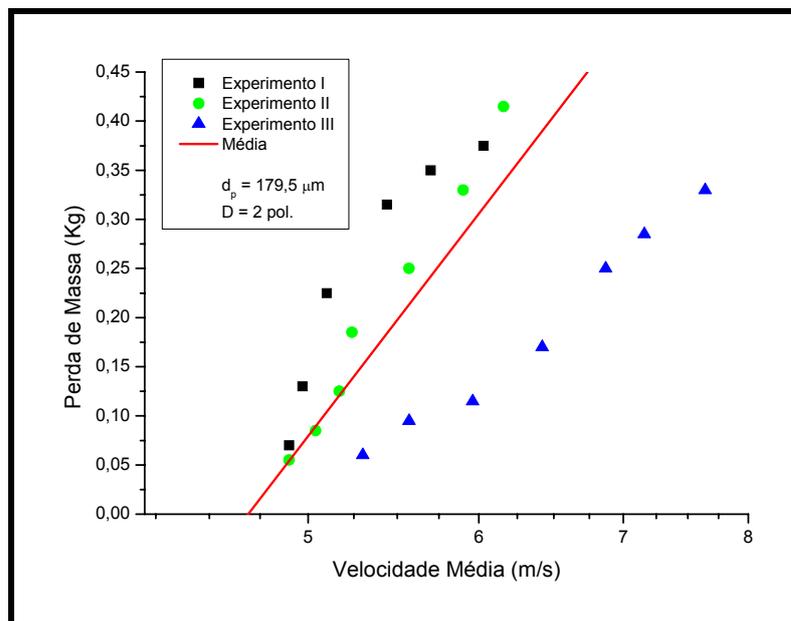


Figura 45 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – $D = 2 \text{ pol.}$

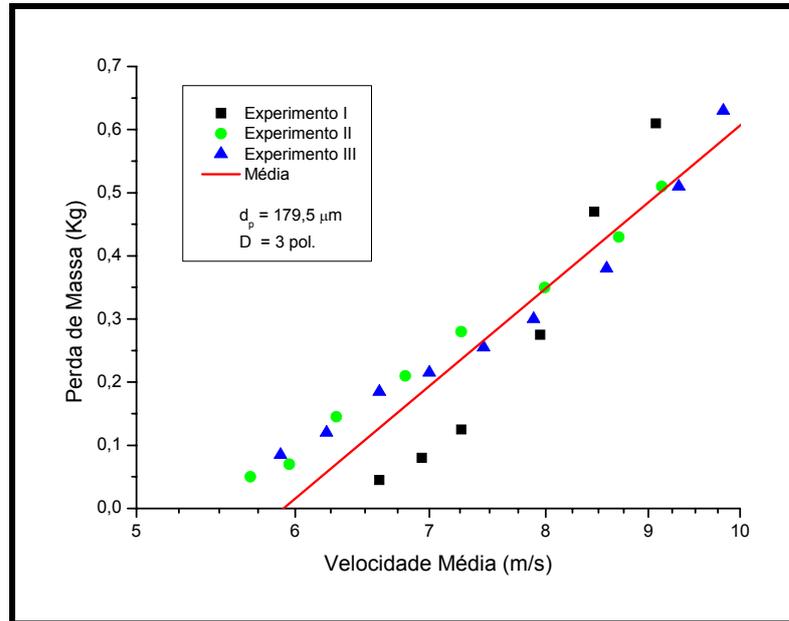


Figura 46 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – $D = 3 \text{ pol.}$

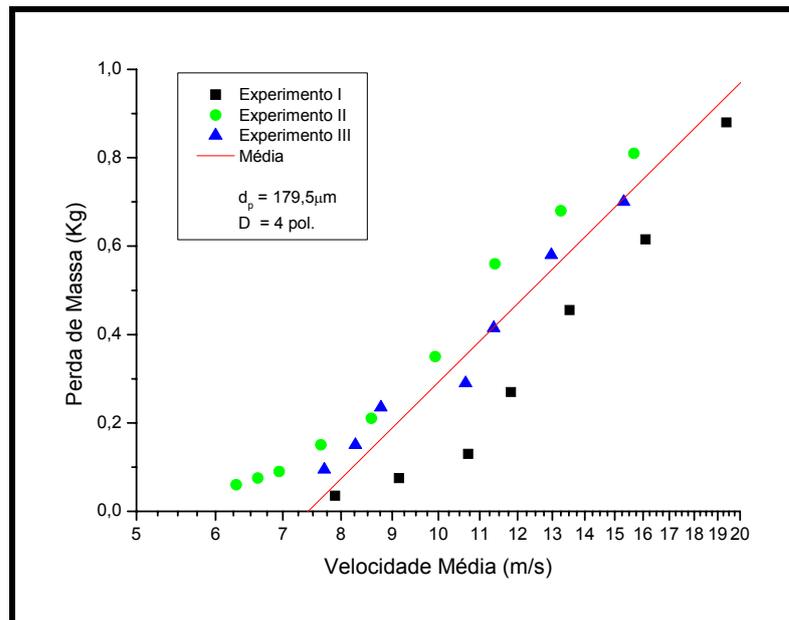


Figura 47 - Perda de massa em função da velocidade média do ar – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ – $D = 4 \text{ pol.}$

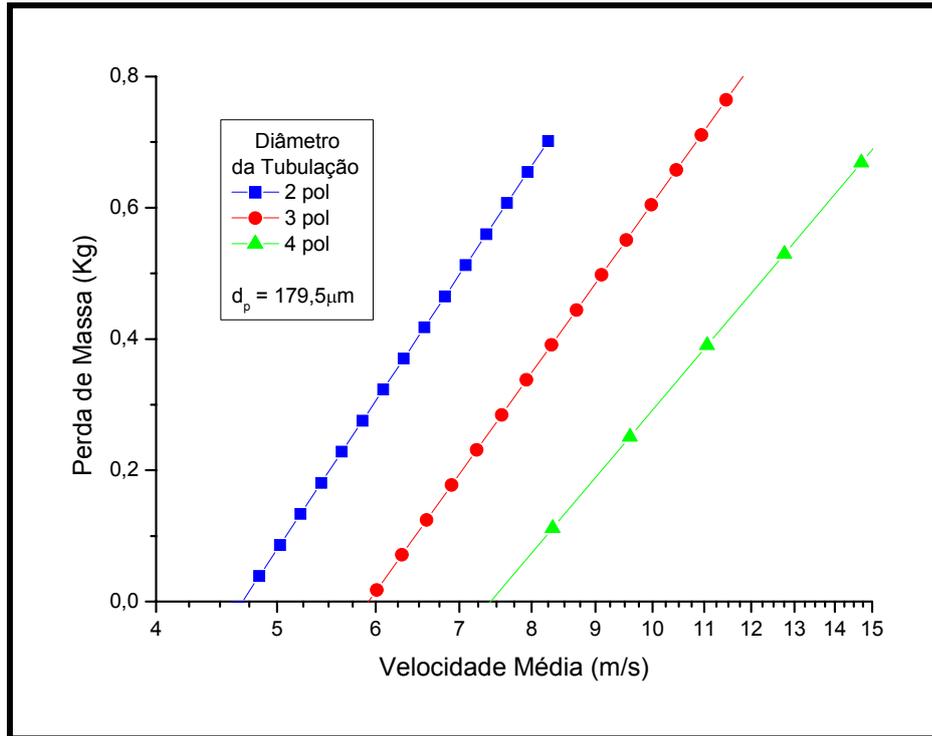


Figura 48 - Perda de massa em função da velocidade média do ar (valores médios) – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$.

A tabela 37 mostra os valores da velocidade de captura obtidos em três experimentos, a média aritmética entre eles e desvio médio absoluto. Esses resultados também são apresentados na figura 49.

Tabela 37 - Velocidades de Captura em função do diâmetro do duto - $d_p = 179,5 \mu\text{m}$.

Diâmetro da Tubulação (m)	U_c (m/s) (Experimento I)	U_c (m/s) (Experimento II)	U_c (m/s) (Experimento III)	Média	Desvio Méd. Abs.
0,050	4,5	4,7	5,0	4,7	0,18
0,075	6,4	5,4	5,5	5,8	0,42
0,100	8,8	6,4	6,9	7,3	0,96

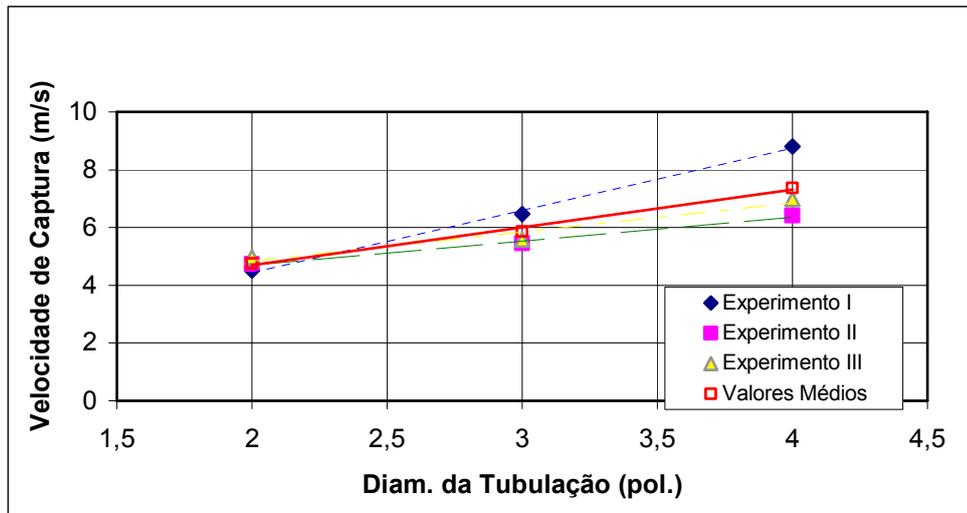


Figura 49 – Velocidade de Captura em função do Diâmetro da Tubulação – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$.

Verifica-se claramente que à medida que se aumenta o diâmetro da tubulação há também um aumento na velocidade mínima de captura das partículas contidas no fundo da tubulação. Cabrejos (1992), Hayden (2003) e Kalman (2005) também verificaram esse efeito. Os valores obtidos foram comparados com os valores calculados com o uso da equação (23). A tabela 38 mostra os resultados.

Tabela 38 – Comparação da velocidade de captura calculada com o uso da equação (23) e a velocidade de captura medida experimentalmente – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$.

Diâmetro da Tubulação (m)	U_c (m/s) – eq. 23	U_c (m/s) – Valores medidos
0,050	4,5	4,5
0,075	5,0	5,8 (17,2 % acima)
0,100	5,4	7,3 (35,1 % acima)

Os valores medidos se encontram acima dos valores calculados. Deve – se considerar que a equação 23 foi obtida a partir de experimentos feitos em um túnel de vento (duto não circular) e que outros fatores aqui não avaliados influenciam na velocidade de captura, como por exemplo, a forma das partículas. A figura 50 mostra os valores comparativos da velocidade de captura adimensional em função do diâmetro do duto adimensional obtidos neste trabalho e também pelos pesquisadores Cabrejos (1994) e Kalman (2005), onde U_c/U_{C50} é a razão entre a velocidade de captura medida em duto de diâmetro de qualquer e a

velocidade de captura medida em duto de diâmetro igual a 50 mm e D/D_{50} é a razão entre o diâmetro onde a velocidade de captura U_C foi medida em duto e o diâmetro igual a 50 mm onde a velocidade de captura U_{C50} foi medida.

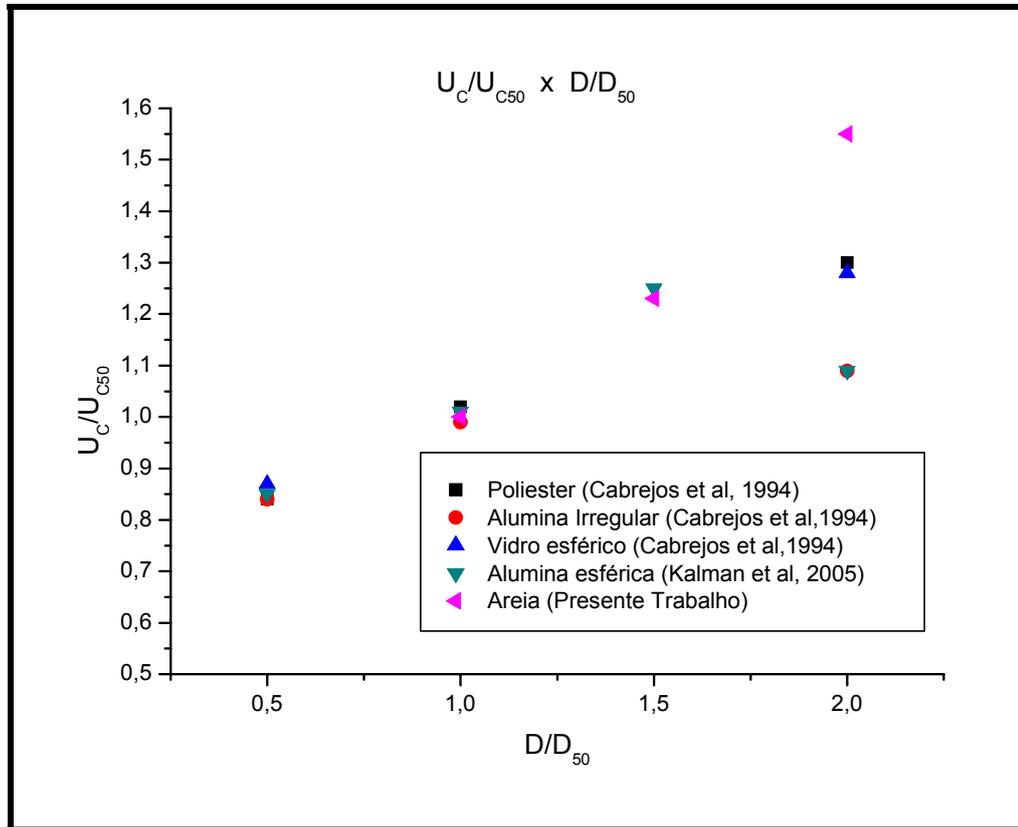


Figura 50 – Velocidade de Captura adimensional em função do diâmetro da tubulação adimensional.

Como não se encontrou na literatura nenhum dado da medida da velocidade de captura da areia, avaliou-se os resultados das medidas obtidas utilizando – se dois parâmetros para comparação, que são:

- 1) Substituição dos dados relacionados (densidade da partícula, densidade do ar, viscosidade do ar, etc) com o material utilizado (areia) em correlações existentes e comparação com os valores obtidos experimentalmente;
- 2) Comparação com medidas experimentais de outros materiais com características semelhantes (massa específica, forma, diâmetro do duto onde foram realizados os ensaios, etc) ao do material utilizado.

A figura 51 apresenta as curvas da velocidade de captura da areia obtida a partir das equações 19 (CABREJOS et al, 1994), 25, 26 e 27 (KALMAN et al, 2005) e experimentalmente (presente trabalho). A correlação de (CABREJOS et al,1994) a ter abrangência em diâmetros muito pequenos é devido o fato desta ter validade apenas para $25 < \text{Rep} < 5000$, $8 < (D/d_p) < 1340$ e $700 < (\rho_p/\rho_g) < 4240$.

As barras verticais representam a amplitude e o ponto representa o valor médio. A tabela 39 apresenta os maiores desvios padrão com relação à média dos valores das velocidades de captura medidos para cada diâmetro médio de partícula e os maiores desvios relativos dos valores medidos. Verifica-se a concordância muito boa dos resultados obtidos neste trabalho com os resultados obtidos a partir do uso das correlações de KALMAN et al (2005), principalmente na região compreendida entre os diâmetros de 48,5 e 89,5 μm , divergindo um pouco para diâmetros maiores (cerca de 35 % para o diâmetro 253 μm ,). Deve-se considerar aqui que os valores estão praticamente dentro da precisão estabelecida pelo próprio KALMAN et al (2005) que é uma margem de erro de mais ou menos 30 % para sua correlação. A concordância com a correlação de CABREJOS et al (1994) é razoável, para os valores medidos, sendo que à medida que se aumenta o diâmetro médio das partículas os valores de CABREJOS et al (1994) passam a crescer um pouco mais rapidamente. O comentário a seguir estabelece uma explicação para a diferença entre valores medidos experimentalmente e obtidos a partir de correlações.

A figura 52 apresenta um resultado obtido por CABREJOS et al (1994) comparativo entre os valores medidos experimentalmente por eles e obtidos com o uso de sua correlação. Em algumas medidas pode-se verificar uma diferença significativa com os resultados correspondentes obtidos pela correlação. Uma explicação para isso é o grande número de variáveis relacionadas ao fenômeno da captura. A correlação pode não relacionar (ou mesmo relacionar incorretamente) o efeito de uma certa variável e isso produzirá diferenças entre os resultados medidos e obtidos através da correlação. No projeto de um sistema de transporte pneumático deve-se considerar essa margem de incerteza das correlações utilizadas e trabalhar com um fator de segurança para que o sistema possa funcionar eficientemente. A figura 53 apresenta um gráfico comparativo das velocidades de captura medidas no presente trabalho e as velocidade de capura obtidas a partir da correlação de KALMAN et al, 2005. A seguir é dada a continuidade a discussão dos resultados obtidos.

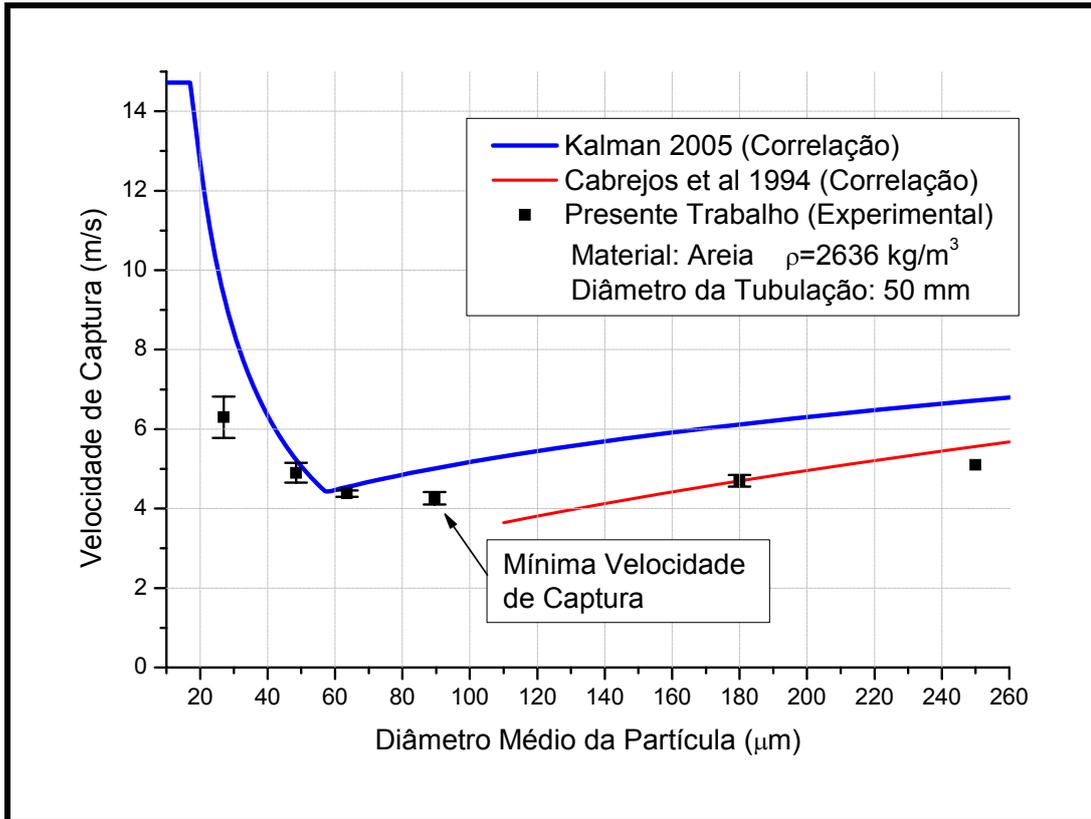


Figura 51 Velocidade de captura x diâmetro médio das partículas

Tabela 39 – Velocidade de captura média, maior desvio absoluto e maior desvio relativo das velocidades de captura obtidas com relação aos valores médios da velocidade de captura.

dp (m)	Vel. de Captura Média (m/s)	Maior Desvio Absoluto	Maior Desvio Relativo (%)
2,20E-05	6,08	0,48	7,89
4,85E-05	4,88	0,27	5,60
6,35E-05	4,41	0,07	1,51
8,95E-05	4,35	0,23	5,29
1,80E-04	4,76	0,22	4,55
2,53E-04	4,96	0,08	1,61

Observando a figura 51 pode-se perceber que a velocidade mínima de transporte (obtida a partir desse trabalho) ocorre no diâmetro médio de 89,5 μm . Portanto, o transporte de partículas de areia a um menor consumo de potência, deveria utilizar esse tamanho de partícula. Aqui, deve-se levar em consideração o fato de que esse resultado é válido quando se considera o diâmetro do duto igual a 2 polegadas, sendo que em diâmetros de duto diferentes deste valor a velocidade mínima de transporte deverá ocorrer em diâmetro médio de partícula

diferente de 89,5 μm . Nas aplicações industriais não se transporta areia com um único diâmetro, entretanto esse resultado é muito importante pois dá uma melhor compreensão fenomenológica. Esse ponto de mínimo corresponde à uma transição entre os efeitos das forças de natureza eletrostáticas e inerciais, ou seja, para diâmetros menores que 89,5 μm a velocidade de captura das partículas deve ser maior devido o aumento das forças eletrostáticas. Já para diâmetros acima desse valor, a velocidade também deve ser maior, pois os efeitos inerciais se tornarão mais intensos. CABREJOS et al (1994), HAYDEN et al (2003) e KALMAN et al (2005) entre outros também verificaram esse fenômeno em seus experimentos sobre velocidade de captura. Ressalta-se que a influência da umidade do ar nem o grau de condutividade do material utilizado não foram considerados.

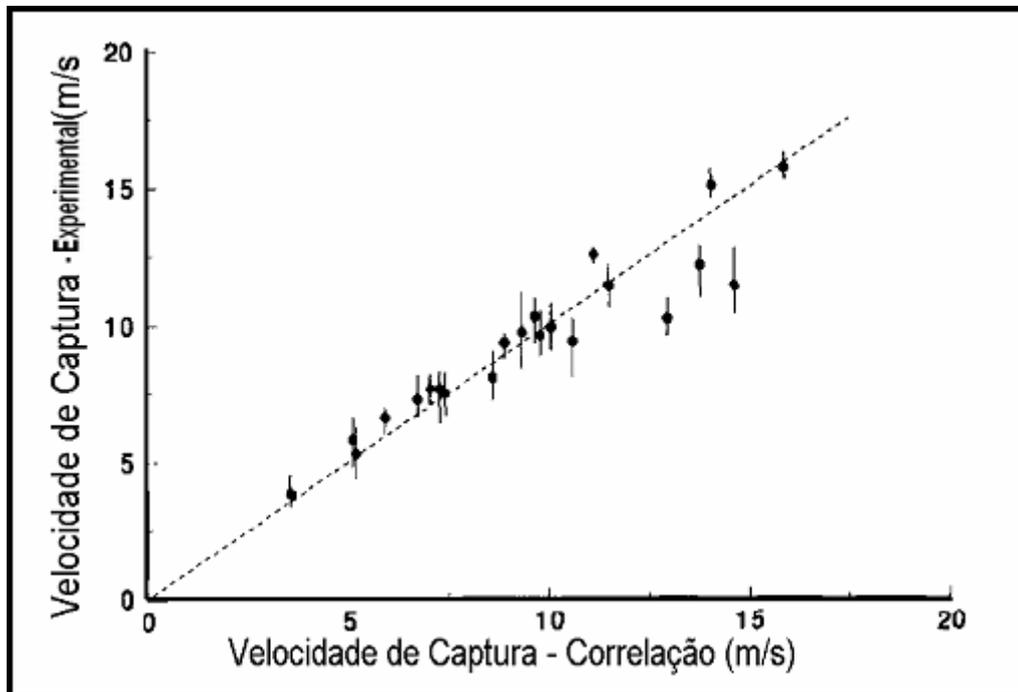


Figura 52 – Comparação entre velocidades de captura (Fonte: Cabrejos et al, 1994).

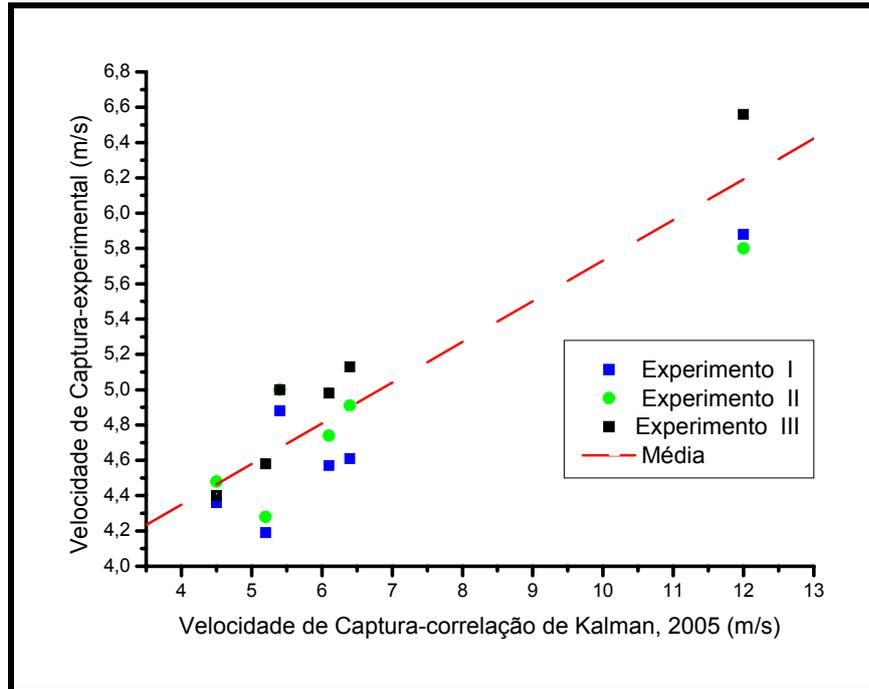


Figura 53 – Comparação entre velocidades de captura.

Um outro método adotado foi comparar os valores da velocidade de captura medidos com dados existentes na literatura de outros materiais, com características semelhantes, já que não se encontrou na literatura nenhum dado relacionado à medida de velocidade de captura de partículas de areia, utilizando-se como gás transportador o ar. Nesse caso, o material encontrado com características mais próximas as da areia foi o vidro. A tabela 40 mostra os valores comparativos e as figuras 54 a 56 mostram imagens feitas no microscópio modelo Leica Q550IW da forma das partículas de areia usadas nos experimentos deste trabalho.

Tabela 40 - Comparação da velocidade de captura da areia com a velocidade de captura do vidro.

Material	Forma	Massa Específica (kg/m ³)	Diâm. Médio Part. (μm)	D (mm)	U _c (m/s)	Pesquisador
Vidro	esférica	2480	22	52	5,7	Cabrejos et al
Areia	não esférica	2700	22	50	6,08	Presente Trabalho
Areia	não esférica	2700	48,5	50	4,88	Presente Trabalho
Vidro	esférica	2480	49	52	5,08	Cabrejos et al
Vidro	não esférico	2480	49	52	6,67	Cabrejos et al
Vidro	não esférico	2480	112	52	5,43	Cabrejos et al
Areia	não esférica	2700	179,5	50	4,7	Presente Trabalho
Vidro	esférica	2834	200	50	4,12	kalman et al*
Salt	quase esférica	2234	215	50	7	kalman et al
Vidro	não esférico	2480	225	52	5,7	Cabrejos et al
Vidro	esférica	2834	200	100	4,9	kalman et al

O valor obtido experimentalmente por Kalman et al (2005) utilizando um duto com diâmetro de 100 mm para a velocidade de captura encontra-se na última linha e o valor obtido pela equação (23) para efeito de comparação na nona linha da tabela 40.



Figura 54 – Forma das partículas de areia – $d_p = 179,5 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).

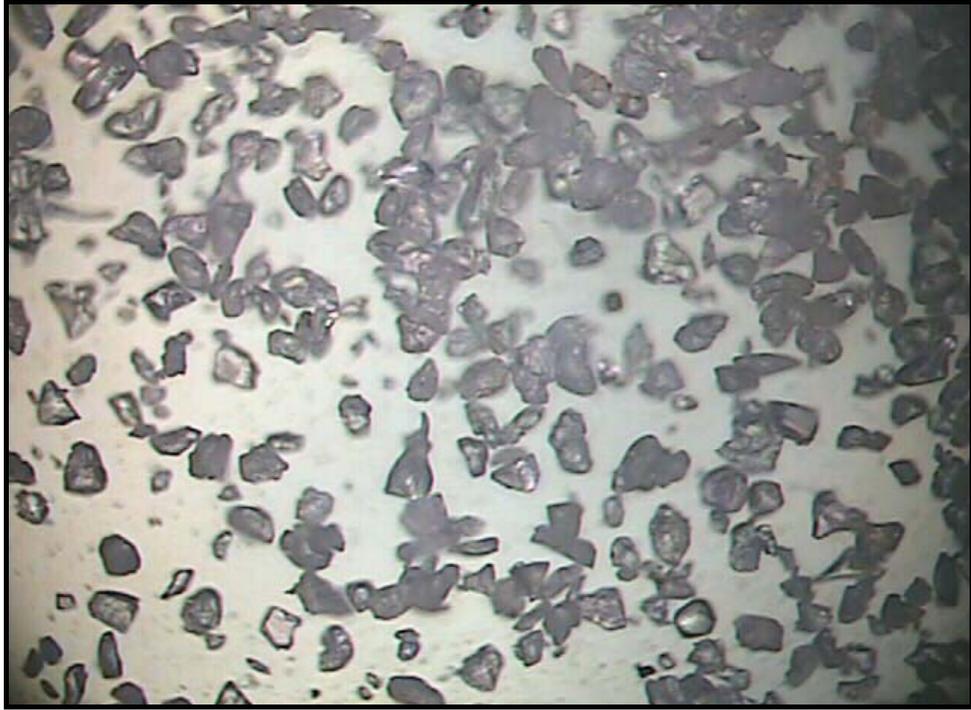


Figura 55 – Forma das partículas de areia – $d_p = 48,5 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).

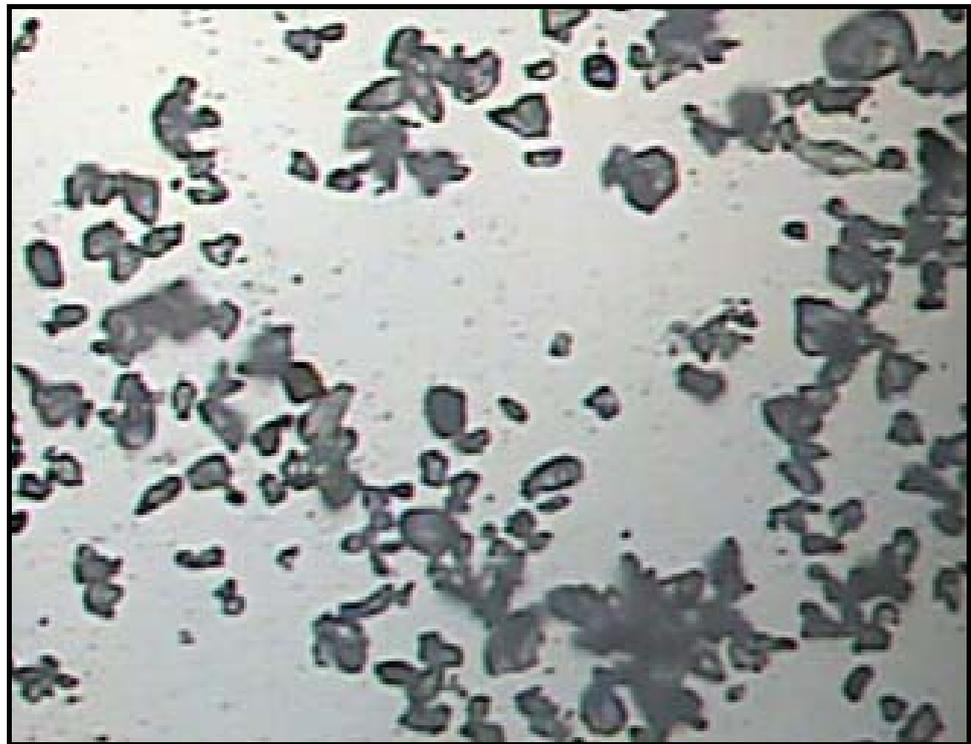


Figura 56 – Forma das partículas de areia – $d_p = 22 \mu\text{m}$ (Fonte: GTDEM-UFPA).

Os valores obtidos da velocidade de captura para um dado intervalo de diâmetro de partícula permitem a análise da influência do diâmetro na velocidade propriamente dita. Isso é muito importante para uma análise fenomenológica. Entretanto na análise do projeto de um

sistema visando o transporte de um material que apresente um grande intervalo de diâmetro de partícula não se pode privilegiar um certo diâmetro e encontrar a velocidade de captura das partículas do material utilizando uma amostra com apenas esse diâmetro. O projeto de tal sistema deve considerar o diâmetro médio representativo (dpm) da amostra. Como nesse trabalho o material utilizado foi areia, utilizou-se então a mesma nesse tipo de análise, obtendo-se então a partir da granulometria o diâmetro médio representativo da amostra utilizada como sendo igual a 205,2 μm (item 5.1) e então determinou-se experimentalmente a velocidade de captura dessa amostra. O valor obtido foi de 4,87 m/s (figura 57) o que indica que um sistema projetado com o fim de transportar areia com características semelhantes às da areia utilizada nos experimentos desse trabalho e cujo sistema também apresente características semelhantes às da bancada utilizada, deverá considerar esse valor como referência.

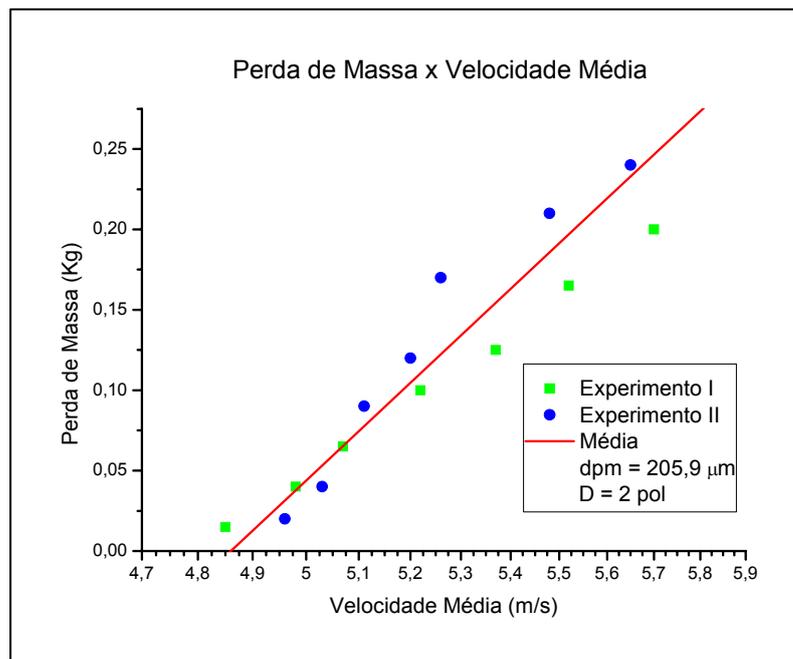


Figura 57 – Perda de massa em função da velocidade média do ar dpm = 205,2 μm

A tabela 41 mostra os valores das velocidades de capturas obtidas em função do diâmetro médio da partículas (dp) e a velocidade de captura relativa ao diâmetro médio representativo (dpm) do material. Nota-se que a velocidade de captura relativa ao diâmetro médio representativo (dpm) está em perfeita concordância com os demais resultados.

Tabela 41-Comparação das velocidades de captura

dp (m)	Vel. de Captura Média (m/s)
2,20E-05	6,08
4,85E-05	4,88
6,35E-05	4,41
8,95E-05	4,35
1,80E-04	4,76
2,53E-04	4,96
dpm (m)	Vel. de Captura Média (m/s)
2,05E-04	4,87

Verifica-se que os resultados obtidos nesse trabalho apresentam uma concordância boa com os dados dos outros pesquisadores.

A seguir são feitos alguns comentários baseados nas observações visuais da captura das partículas no fundo da tubulação.

Observou-se que, em todos os experimentos realizados com o fim de se medir a velocidade de captura das partículas, no fundo da tubulação de vidro, o fenômeno do arrasto das partículas (figura 58) ocorria preferencialmente à jusante (figura 59) do material, evidenciando que essa região estava submetida a uma menor compressão devido ao fluxo do ar. Considerando-se os maiores diâmetros de uma amostra de partículas de tamanho relativamente grande, notou-se que as mesmas ficavam a jusante do material por um período mais prolongado de tempo e só depois eram capturadas, de modo que, considerando-se a amostra total do experimento, estas eram as últimas a serem arrastadas. A justificativa encontrada para explicar tal fenômeno é que para essas partículas as interações inerciais eram mais intensas.

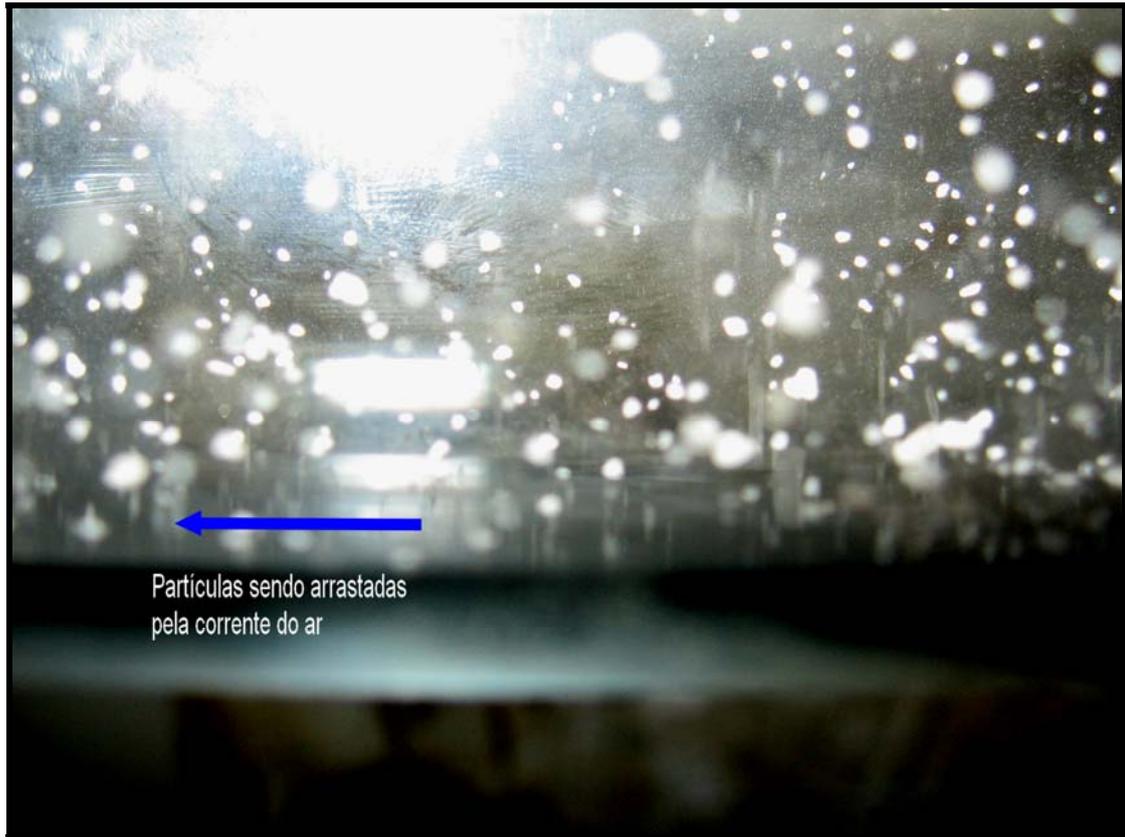


Figura 58 – Partículas em suspensão na corrente do ar (Fonte: GTDEM-UFPA).

Utilizando-se partículas com diâmetro de $127\ \mu\text{m}$ verificou-se que a medida que estas eram capturadas, devido a vazão do ar, fato que ocorria a partir do topo da camada, deixando uma região de vazio no centro do tubo, no sentido longitudinal, havia a queda de camadas de areia adjacentes, evidenciando a relevância dos efeitos gravitacionais. Nas partículas de diâmetro médio de $193\ \mu\text{m}$ constatou-se que a erosão ocorria pelo topo da camada, preferencialmente pela parte posterior. Sendo que muitas partículas ao chegarem no topo da parte traseira caíam e eram arrastadas (figura 59), não em camadas, mas de forma quase individual. Notou-se que esse fenômeno evidenciava que a coesão entre partículas aqui já não é relevante e sim os efeitos inerciais.

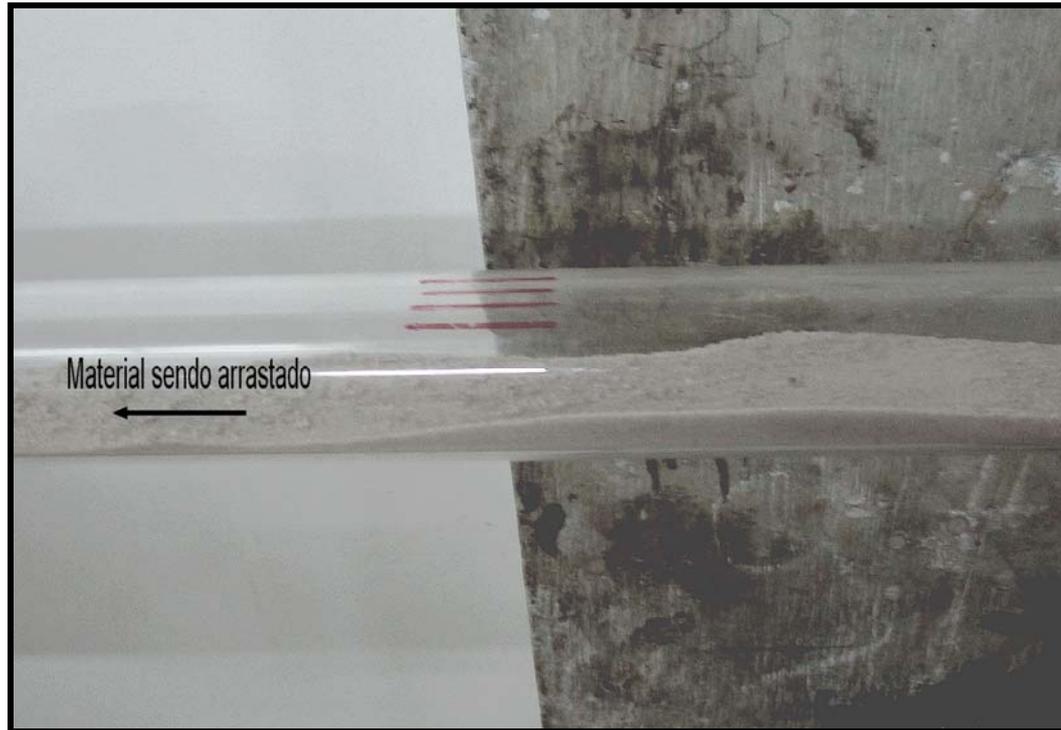


Figura 59 - Arrasto das partículas ocorrendo a jusante da camada do material (Fonte: GTDEM-UFFA).

Nos ensaios com partículas de diâmetro médio de $48,5 \mu\text{m}$ verificou-se que a captura ocorre de modo que o material erode deixando na camada de partículas uma região de vazão no sentido longitudinal com a forma parecida a um funil (figuras 60,61 e 62). A parte mais fina da região de vazão encontra-se na montante da camada e a mais grossa à jusante. Esse fenômeno evidencia a relevância das forças coesivas para esse diâmetro e também o efeito de compactação da camada devido a corrente de ar na parte frontal do material. É interessante notar como o material não cai (figuras 59, 60 e 61) a medida que a região de vazão vai aumentando. Já em partículas de diâmetros médios maiores esse fenômeno não ocorre pois nesse caso as forças de natureza eletrostática não são mais relevantes e sim, os efeitos inerciais.



Figura 60 – Região de vazio na camada de partículas (a) - Fonte: GTDEM-UFPA.



Figura 61 – Região de vazio na camada de partículas (b) - Fonte: GTDEM-UFPA.



Figura 62 – Região de vazio na camada de partículas (c) - Fonte: GTDEM-UFPA.

Nos ensaios com partículas de diâmetro médio compreendido entre 65 e 89 μm , verificou-se que a jusante da camada formada pelo material, na base do duto, algumas partículas desenvolviam um movimento aleatório. Isso não se verificou para partículas de diâmetro muito pequeno onde as forças coesivas apresentavam grande relevância nem tampouco para diâmetros elevados onde a relevância dos efeitos inerciais não pode ser desprezada.

Verificou-se que no caso da captura de partículas cujo diâmetro era da ordem de 40,5 μm , a vazão do ar produziu a compactação das partículas (figuras 63 e 64), fenômeno que ocorreu a partir do topo da camada, propagou-se para a parte traseira e expandiu-se até próximo da base (também da parte traseira). Notou-se que em função da grande intensidade das forças coesivas entre as partículas, o início da captura não produziu, inicialmente, uma região de vazio no topo da camada com a forma parecida a um funil. A erosão ocorria a partir da base na parte traseira da camada, já que essa parte estava sujeita a uma menor compressão em camada. Pode-se imaginar que a redução do diâmetro das partículas da areia dificulta a penetração do ar no espaço entre as partículas e a conseqüente transferência de momento a estas, ou seja, impede que as moléculas do ar exerçam o arrasto nas partículas, daí o fato de notar-se a compressão da camada a partir do topo.

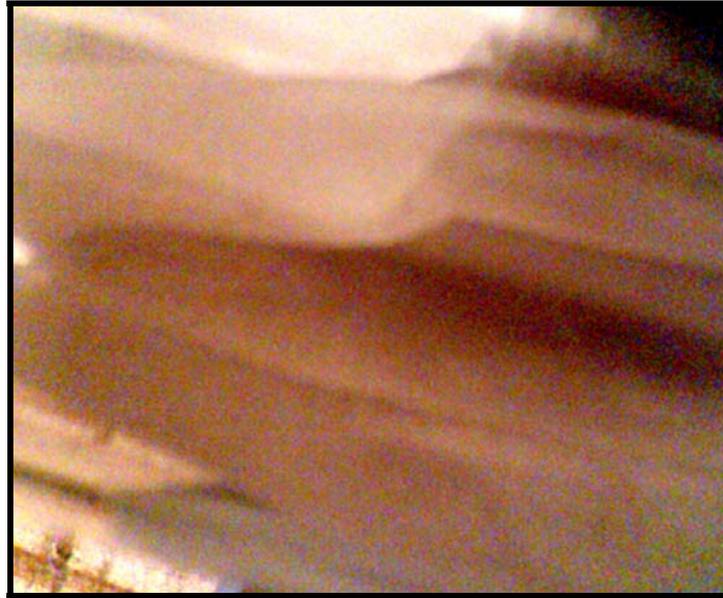


Figura 63 - Compressão da camada de partículas a partir do topo (Fonte: GTDEM-UFGA).



Figura 64 - Compressão da camada de partículas. As forças eletrostáticas mantêm as partículas “coladas” (Fonte: GTDEM-UFGA).

CAPÍTULO 6

CONCLUSÃO

6.1 CONSIDERAÇÕES FINAIS

O desenvolvimento de uma metodologia que possibilite determinar experimentalmente a velocidade de captura de partículas no fundo de uma tubulação é de grande importância não só para projetistas e engenheiros, mas também para pesquisadores que, a partir do uso de uma técnica simples e eficiente poderão efetuar medidas da velocidade mínima de captura. Isso possibilitará a estes estudiosos o desenvolvimento de trabalhos científicos que tragam contribuições cada vez mais relevantes para a construção de uma teoria mais ampla que possa trazer soluções às questões pendentes sobre as variáveis que influenciam na referida velocidade. O resultado será uma melhor compreensão dos fenômenos relacionados ao transporte pneumático em fase diluída, possibilitando assim o desenvolvimento de novas tecnologias, visando uma melhor eficiência no transporte pneumático de materiais particulados.

A metodologia apresentada neste trabalho representa uma extensão das técnicas desenvolvidas por CABREJOS et al (1992) e KALMAN et al (2005). A observação visual da camada de partículas no fundo da tubulação, o modo de arrumar o material de forma que este esteja ocupando aproximadamente metade da área da secção transversal, as medições após uma condição de equilíbrio ter se estabelecido, entre outros, fazem parte da técnica desenvolvida por CABREJOS et al (1992). Essas técnicas são extensivamente utilizadas aqui. Já KALMAN et al (2005) mediu a velocidade de partículas em uma região quadrada, em um túnel de vento com a corrente de ar passando acima dessa região, utilizando procedimentos parecidos aos utilizados neste trabalho. No trabalho aqui apresentado, é feita a medição da velocidade de captura de partículas em um duto circular, com o material no fundo desse duto ocupando aproximadamente metade da secção transversal, o que representa uma situação muito mais próxima do contexto industrial e, portanto de grande relevância para a indústria. Ressalta-se que a metodologia aqui desenvolvida em alguns aspectos difere da desenvolvida

por KALMAN et al (2005), por exemplo, considerou-se no ato da medição que o comprimento da camada de material deve ser ao menos oito vezes maior que o diâmetro do duto de modo que os efeitos da queda do material ao soprar a corrente do ar não interfiram de modo significativo na medida da quantidade de massa capturada. Já na metodologia de KALMAN et al (2005) isso não tem relevância, pois o material encontra-se dentro de um recipiente quadrado com certa altura e não tem como cair mediante a vazão do ar.

O estudo aqui desenvolvido sobre a influência do diâmetro médio da partícula e do diâmetro da tubulação na velocidade de captura é de grande importância para a compreensão dos fenômenos físicos envolvidos no mecanismo da captura de partículas em repouso no fundo de um duto.

Os resultados obtidos neste trabalho, em geral, apresentam uma boa concordância com os resultados encontrados na literatura. Algumas poucas medidas apresentaram desvio da ordem de 35% com relação a algumas medidas encontradas na literatura.

De um modo geral, os objetivos determinados nesse trabalho foram alcançados, sendo que, pode-se dar uma contribuição no sentido de propiciar a pesquisadores, engenheiros e projetistas, entre outros, uma metodologia que possibilite a medição da velocidade de captura de partículas no fundo de um duto horizontal, o que evidentemente possibilitará em um melhor controle sobre as condições do transporte. Sendo que a metodologia aqui apresentada mostrou-se eficiente na medição da velocidade de captura de partículas no fundo de um duto horizontal, a mesma pode ser utilizada pela comunidade científica, desde que se observe os procedimentos apresentados nesse trabalho.

6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A seguir são apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros:

1. O estudo da influência da forma dos materiais na velocidade de captura das partículas.
2. A avaliação da influência da densidade do gás na velocidade de captura;

3. A relação entre transições de grupos do diagrama de Geldart com o diâmetro médio de partícula onde ocorre a menor velocidade de captura.
4. O desenvolvimento de correlações que relacionem as velocidades “Pickup” e “Saltation”.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALLEN, T. "Particle Size Measurement, Surface area and pore size determination", 5^a ed., Chapman, 1997.

BENEDITEZ, N. G., "Análise do transporte pneumático em fase diluída". Tese de mestrado, UFPA/CT/CMEM, 1997.

CABREJOS, FRANCISCO J., KLINZING, G. E., "Incipient motion of solid particles in horizontal pneumatic conveying", Powder Technology, 72, P. 51-61, 1992.

CABREJOS, FRANCISCO J., KLINZING, G. E., "Pickup and saltation mechanisms of solids particles in horizontal pneumatic transport", Powder Technology, 79, P. 173-186, 1994.

CONDURU, M. T., PEREIRA, J. A. R., "Elaboração de Trabalhos Acadêmicos", EDUFPA, NUMA, UFPA, Belém, 2005

FOX, R. W. e McDONALD, A. T.: "Introdução a Mecânica dos Fluidos", Guanabara, 3^a Edição, Rio de Janeiro, 1988.

HERBRETEAU, C., BOUARD, R., "Experimental study of parameters which influence the energy minimum in horizontal gas-solid conveying", Powder Technology, Volume 112, P. 213-220, 2000.

HETTIARATCHI, K., WOODHEAD, S. R. E REED, A. R., "Comparison between pressure drop in horizontal and vertical pneumatic conveying pipelines", Powder Technology, Volume 95, p.67-73, 1998.

HAYDEN, K. S., PARK, K., CURTIS, J. S., "Effect of particle characteristics on particle pickup velocity", Powder Technology, 131, P. 7-14, 2003.

HYDER, L. M., BRADLEY, M. S. A., REED, A. R. HETTIARATCHI, K. "An investigation into the effect of particle size on straight-pipe pressure gradients in lean-phase conveying", Powder Technology, Volume 112, p. 235-243, 2000

JILLAVENKATESA, A, LUM, L. H., "Particle Size Characterization", National Institute of Standards and Technology, Special Publication, 960-1, 2001

KALMAN, H. "Attrition of powders and granules at various bends during pneumatic conveying" Powder Technology, volume 112, p. 244-250, 2000.

KALMAN, H. e HUBERT, M., "Experimental determination of length-dependent saltation velocity in dilute flows" Powder Technology, Volume 134, P. 156-166, 2003.

KLINZING, G. E., MARCUS, R. D., RIZK, F, LEUNG, L. S.: "Pneumatic Conveying of Solids". Chapman & Hill, 2^a Edição, London, 1997.

KUNDU, R. K., COHEN, I. M., "Fluid Mechanics", 2^a Ed., Elsevier Science (USA).

Academic press, 1990.

LI, H., TOMITA, Y., "Particle velocity and concentration characteristics in a horizontal dilute swirling flow pneumatic conveying", Powder Technology, Volume 107, , p. 144-152, 2000.

MILLS, D., JONES, M. G., AGARWAL, V. K., "Handbook of Pneumatic Conveying Engineering", Marcel Dekker, Inc., New York, 2004.

MOLERUS, O. E HEUCKE, U., "Pneumatic transport of coarse grained particles in horizontal pipes, Powder Technology", Volume 102, p.135-150, 1999.

PAN, R., "Material properties and flow modes in pneumatic conveying, Powder Technology", Volume 104, p.157-163, 1999.

PORTELA, J. S., "Transporte unitário de grãos agrícolas por processo pneumático, em dutos de pequeno diâmetro". Tese de Doutorado, UNICAMP/FEM, 1991.

RAWLE, A., "Basic Principles Of Particle Size Analysis" , Technical Paper, Instruments Limited, Enigma Business Park, Grovewood Road, Malvern.

RHODES, M.: "Pneumatic Transport of Powders". <http://www.erpt.org/014Q/rhoe-00.htm>. Acesso em 25 de outubro de 2004.

SALMAN, A. D., HOUNSLOW, M. J., VERBA, A., "Particle fragmentation in dilute phase pneumatic conveying", Powder Technology, Volume 126, P. 109-115, 2002

SCHLICHTING, H. "Boundary-Layer Theory", McGraw-Hill Book Company, 6th Edition, New York, 1968.

STREETER, V. L. e WYLIE, E. B.: "Mecânica dos Fluidos", McGraw-Hill, 7ª Edição, São Paulo, 1980.

TAYLOR, T., "Specific energy consumption and particle attrition in pneumatic conveying", Powder Technology, Volume 95, p. 1-6, 1998.

VILLAREAL, J. A. E KLINZING, G. E., "Pickup velocities under higher pressure conditions", Powder Technology, Volume 80, p. 179-182, 1994.

WIRTH, K. E. E MOLERUS, O., "The influence of pipe geometry on the critical velocity of horizontal pneumatic conveying of coarse particles", Powder Technology, Volume 43, p. 27-36, 1985.

WYPYCH, P, W., YI, J., "Minimum transport boundary for horizontal dense-phase pneumatic conveying of granular materials", Powder Technology, Volume 129, , p.111-121, 2003.

YANG ,W. C, "Fluidization, Solids Handling, And Processing - Industrial Applications" NOYES PUBLICATIONS, New Jersey, 1998.