



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO
EM ENGENHARIA QUÍMICA



Arraste de partículas finas em um leito
fluidizado e eficiência de coleta de um ciclone
dipleg

Cássia Regina Cardoso
Uberlândia - MG
2008



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO
EM ENGENHARIA QUÍMICA



Arraste de partículas finas em um leito
fluidizado e eficiência de coleta de um ciclone
dipleg

Cássia Regina Cardoso

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, Área de Sistemas Particulados.

Uberlândia - MG
2008

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

C268a Cardoso, Cássia Regina, 1983-
Arraste de partículas finas e eficiência de coleta do ciclone *DIPLEG* /
Cássia Regina Cardoso. - 2008.
67 p. : il.

Orientador : Carlos Henrique Ataíde.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Uberlândia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.
Inclui bibliografia.

1. Fluidização - Teses. I. Ataíde, Carlos Henrique. II. Universidade Federal de Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III. Título.

CDU: 66.096.5

Arraste de partículas finas em um leito fluidizado e eficiência de coleta de um ciclone *dipleg*

Dissertação de mestrado submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química em 14 de março de 2008.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Carlos Henrique Ataíde
Orientador - PPGEQ/UFU

Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte
PPGEQ/UFU

Dr. Fábio de Assis Ressel Pereira
ESSS - Analista de Suporte

Prof. Dr. João Jorge Ribeiro Damasceno
PPGEQ/UFU

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, Ademir Cardoso e Carmélia Aparecida Barbosa Cardoso e à minha irmã, Maria Emília Cardoso, pelo apoio e pelo incentivo, sempre presentes.

Agradeço aos amigos que estiveram ao meu lado, Marcella Gama e Lucas Lacerda.

Agradeço ao meu orientador, Prof. Carlos Henrique Ataíde, pelo auxílio constante na construção desse trabalho.

Agradeço pela colaboração dos alunos de iniciação científica: Dorcínio Fiuza Gomes Neto, Tiago José Pires de Oliveira e Leticia Cardoso.

Agradeço aos funcionários: Anísio, José Henrique, Silvino, Cleide e Tiago pela atenção e pela paciência.

E ao CNPq, pelo estímulo à pesquisa.

SUMÁRIO

Agradecimentos	ii
Lista de Figuras	vi
Lista de Tabelas	ix
Nomenclatura	xi
Resumo	xv
Abstract	xvi
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 Fluidodinâmica do leito fluidizado	3
2.1.1 Influência das propriedades das partículas	3
2.1.2 Regimes de fluidização	5
2.1.3 Tendência de agregação das partículas	6

2.2	A caracterização das partículas	7
2.2.1	Método da queda de pressão no leito	8
2.2.2	Método do desvio padrão da pressão no leito	8
2.2.3	Algumas correlações para previsão da velocidade de mínima fluidização	8
2.3	O arraste de partículas no leito	9
2.3.1	Sólidos ejetados para o <i>freeboard</i>	11
2.3.2	Estimativa do fluxo de arraste de sólidos	12
2.3.3	Alguns trabalhos sobre a fluidodinâmica do arraste de partículas	14
2.4	Ciclones	16
2.4.1	O princípio de funcionamento dos ciclones	16
2.4.2	Duto e velocidade de entrada	18
2.4.3	A presença do tubo vortex nos ciclones	18
2.4.4	O ciclone <i>dipleg</i>	19
2.4.5	Eficiência de separação	21
2.4.6	Alguns trabalhos sobre a eficiência de coleta de ciclones	26
3	Materiais e Métodos	28
3.1	As partículas utilizadas	28
3.2	Tubulação	30
3.3	O leito	30
3.4	As medidas de velocidade	30
3.5	As tomadas de pressão	31
3.6	O <i>software LabVIEW</i>	31
3.7	O ciclone	31
3.8	A unidade experimental	32
3.9	Metodologia experimental	33
3.9.1	Caracterização fluidodinâmica	33
3.9.2	Fluxo de arraste	35

3.9.3	Eficiência global de coleta do ciclone	35
4	Resultados e Discussões	37
4.1	A caracterização fluidodinâmica	37
4.1.1	Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora	37
4.1.2	O número de pontos amostrados	38
4.1.3	Caracterização fluidodinâmica das partículas	39
4.2	Fluxo de arraste	43
4.2.1	Influência da velocidade do gás no leito	43
4.2.2	Influência da fração de partículas Geldart C	52
4.3	Eficiência de coleta do ciclone <i>dipleg</i>	55
5	Conclusões e Sugestões	58
5.1	A caracterização fluidodinâmica	58
5.2	Fluxo de arraste	59
5.3	Eficiência de coleta do ciclone <i>dipleg</i>	59
5.4	Sugestões para trabalhos futuros	60
A	Painel Frontal e Diagrama de Blocos do <i>Software LabVIEW</i>	61
	Referências Bibliográficas	64

LISTA DE FIGURAS

2.1	Classificação de Geldart para ar em temperatura ambiente.	5
2.2	Regimes de fluidização, GRACE (1986) <i>apud</i> SMOLDERS e BAEYENS (2001).	7
2.3	Densidade de sólidos em um leito onde há arraste, KUNII e LEVENSPIEL (1991).	10
2.4	Mecanismos de ejeção de partículas para o <i>freeboard</i> ; (a) bolhas com pressão maior que a do leito; (b) bolhas com velocidades maiores que a do leito; (c) coalescência de bolhas, KUNII e LEVENSPIEL (1991).	11
2.5	Esquema de um ciclone com entrada tangencial e perfis de velocidade do gás, HOFFMANN e STEIN (2002).	16
2.6	O escoamento secundário nos ciclones causado pela diferença de pressão, HOFFMANN e STEIN (2002).	17
2.7	Esquema de um ciclone <i>dipleg</i> , ROMEO e VELLILA (1999).	19
2.8	Esquema de um leito fluidizado circulante.	20
2.9	A superfície de controle do ciclone, HOFFMANN e STEIN (2002).	22
2.10	Especificações de variáveis e dimensões do ciclone, HOFFMANN e STEIN (2002).	23
2.11	Grade de eficiência em torno do diâmetro de corte de Barth, HOFFMANN e STEIN (2002).	24
3.1	Dimensões do ciclone <i>dipleg</i> utilizado.	32

3.2	Esquema da unidade experimental.	33
4.1	Queda de pressão na placa distribuidora de gás.	37
4.2	Relação entre desvio padrão da pressão e número de pontos amostrados.	39
4.3	Caracterização da condição de mínima fluidização para EV1: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	39
4.4	Caracterização da condição de mínima fluidização para EV2: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	40
4.5	Caracterização da condição de mínima fluidização para EV3: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	40
4.6	Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC1: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	41
4.7	Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC2: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	41
4.8	Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC3: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	42
4.9	Caracterização da condição de mínima fluidização para R. fosfática: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.	42
4.10	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV1.	44
4.11	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV2.	45
4.12	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV3.	46
4.13	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC1.	47
4.14	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC2.	49
4.15	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC3.	50

4.16	Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste da R. fosfática.	51
4.17	Aglomerados formados na fluidização de FCC3.	51
4.18	Aglomerados formados na fluidização de R. fosfática.	52
4.19	Fluxos de arraste experimentais das esferas de vidro.	53
4.20	Fluxos de arraste experimentais de partículas de FCC e de rocha fosfática.	54
4.21	Arraste de partículas EV2.	54
4.22	Arraste de partículas de R. fosfática.	55
A.1	Painel frontal do <i>Software LabVIEW</i> para aquisição de dados de pressão.	62
A.2	Diagrama do <i>Software LabVIEW</i> para aquisição de dados de pressão.	63

LISTA DE TABELAS

3.1	Propriedades físicas das partículas utilizadas.	28
3.2	Faixas de operação para o termoanemômetro utilizado.	30
4.1	Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização.	42
4.2	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV1.	44
4.3	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV1.	44
4.4	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV2.	45
4.5	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV2.	45
4.6	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV3.	46
4.7	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV3.	46
4.8	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC1.	47
4.9	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC1.	47
4.10	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC2.	48
4.11	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC2.	48
4.12	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC3.	49
4.13	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC3.	49
4.14	Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para R. fosfática.	50
4.15	Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste da R. fosfática.	50

4.16	Eficiência de coleta do ciclone para EV1.	56
4.17	Eficiência de coleta do ciclone para EV2.	56
4.18	Eficiência de coleta do ciclone para EV3.	56
4.19	Eficiência de coleta do ciclone para FCC1.	56
4.20	Eficiência de coleta do ciclone para FCC2.	57
4.21	Eficiência de coleta do ciclone para R. fosfática.	57

NOMENCLATURA

A_{leito} - área da seção transversal do leito [m^2]

b - largura da entrada do ciclone [m]

c - constante experimental [*adimensional*]

C - carga de sólidos na entrada do ciclone [*kg de sólidos/kg de gás-adimensional*]

c_0 - fração mássica de sólidos que entra no ciclone [*adimensional*]

C_{cr} - carga crítica de sólidos na entrada do ciclone [*kg de sólidos/kg de gás-adimensional*]

D - diâmetro da parte cilíndrica do ciclone [m]

d_{50} - diâmetro de corte para a coleta de partículas no ciclone [m]

D_{leito} - diâmetro do leito [m]

d_p - diâmetro médio de Sauter das partículas [m]

DP - método do desvio padrão da pressão no leito

d_{pi} - diâmetro das partículas i [m]

D_x - diâmetro do vortex do ciclone [m]

$EV1$ - esferas de vidro do tipo 1

$EV2$ - esferas de vidro do tipo 2

$EV3$ - esferas de vidro do tipo 3

f - coeficiente de fricção total [*adimensional*]

$FCC1$ - partículas de FCC do tipo 1

$FCC2$ - partículas de FCC do tipo 2

$FCC3$ - partículas de FCC do tipo 3

$f(d)$ - fração de partículas de diâmetro d que é alimentada ao ciclone [*adimensional*]

f_g - coeficiente de fricção do ar limpo [*adimensional*]

$f_o(d)$ - fração de partículas de diâmetro d que deixa o ciclone pelo *overflow* [*adimensional*]

f_s - coeficiente de fricção das partículas [*adimensional*]

$f_u(d)$ - fração de partículas de diâmetro d que deixa o ciclone pelo *underflow* [*adimensional*]

g - aceleração da gravidade [m/s^2]

G_s - fluxo de sólidos arrastados no leito [kg/m^2s]

G_s^* - fluxo saturado de arraste [kg/m^2s]

G_s experimental - fluxo experimental de sólidos no leito [kg/m^2s]

H_f - altura do *freeboard* [m]

H_{sc} - altura da superfície de controle do ciclone [m]

K - constante de permeabilidade Darciana [m^2]

k_i^* - constante do fluxo de arraste para a partícula i [kg/m^2s]

k_s/D - rugosidade relativa [*adimensional*]

L - espessura da placa distribuidora de gás [m]

$M(d)$ - massa de partículas de diâmetro d que entra no ciclone [kg]

M_{mang} - massa de partículas coletada na mangueira [kg]

M_o - massa de partículas coletada no *overflow* do ciclone [kg]

m_{p+a} - massa do picnômetro com água [kg]

$m_{p+a+sol}$ - massa do picnômetro com água e sólidos [kg]

M_u - massa de partículas coletada no *underflow* do ciclone [kg]

$M_u(d)$ - massa de partículas de diâmetro d que são coletadas pelo ciclone [kg]

M_s - massa total de partículas alimentada ao ciclone [kg]

m_{sol} - massa de sólidos no picnômetro [kg]

n - expoente associado à turbulência do escoamento no ciclone [*adimensional*]

N - número de pontos amostrados

Q - vazão volumétrica de entrada no ciclone [m^3/s]

- QP - Método da queda de pressão no leito
- R - raio da parte cilíndrica do ciclone [m]
- R_{ent} - raio de entrada das partículas no ciclone [m]
- $R.fosfatica$ - partículas de rocha fosfática
- R_x - raio do vortex do ciclone [m]
- Re_x - número de Reynolds referente ao tubo de saída do ciclone [*adimensional*]
- t - tempo [s]
- u_0 - velocidade do ar de fluidização para o leito [m/s]
- u_{fc} - velocidade de fluidização completa [m/s]
- u_{fi} - velocidade de fluidização incipiente [m/s]
- u_{mf} - velocidade de mínima fluidização [m/s]
- u_{ti} - velocidade de transporte das partículas de diâmetro médio d_{pi} [m/s]
- $v_{\theta p}$ - velocidade tangencial do gás junto à parede do ciclone [m/s]
- $v_{\theta sc}$ - velocidade tangencial do gás na superfície de controle do ciclone [m/s]
- v_{ent} - velocidade de entrada no ciclone [m/s]
- v_{rsc} - velocidade radial na superfície de controle [m/s]
- v_x - velocidade do gás no tubo de saída do ciclone [m/s]
- W_s - vazão mássica de partículas alimentada no ciclone [kg/m^3]
- W_{su} - vazão mássica de partículas que deixa o *underflow* do ciclone [kg/m^3]
- x - fração de finos na região densa do leito [*adimensional*]

Símbolos Gregos

- α - razão de momento entre velocidades de entrada e na parede do ciclone [*adimensional*]
- μ_g - viscosidade do gás de fluidização [kg/ms]
- ρ_a - densidade aparente da água [kg/m^3]
- ρ_g - densidade aparente do gás [kg/m^3]
- ρ_s - densidade aparente do sólido [kg/m^3]

ϕ_s - esfericidade das partículas [*adimensional*]

η - eficiência de coleta do ciclone [*adimensional*]

η_0 - eficiência de coleta do ciclone para baixas cargas de sólidos alimentadas [*adimensional*]

$\eta(d_{pi})$ - eficiência granulométrica de coleta do ciclone para o diâmetro d_{pi} [*adimensional*]

η_{0exp} - eficiência global experimental de coleta do ciclone [*adimensional*]

ε_{mf} - porosidade do leito na condição de mínima fluidização [*adimensional*]

ΔP - queda de pressão provocada pela placa distribuidora de gás [kg/ms^2]

RESUMO

O sistema com um leito fluidizado e um ciclone *dipleg* como separador gás-sólido é usado industrialmente em unidades de fluidização circulante. Entre outras aplicações estão: o craqueamento catalítico do petróleo, para produção de gasolina e óleo combustível e leitos de combustão. As principais variáveis a serem identificadas no sistema citado são a taxa de arraste de partículas no leito fluidizado e a eficiência de coleta do ciclone. O presente trabalho objetivou estudar os fluxos de arraste para sete tipos de partículas finas (Geldart A e C) em três diferentes velocidades superficiais do gás de fluidização no leito e analisar a eficiência de coleta do ciclone *dipleg* para todas as condições de operação. Os resultados experimentais obtidos nos dois casos foram comparados aos valores previstos por modelos analíticos. Foram utilizados três tipos de esferas de vidro, três tipos de partículas de FCC (catalisador usado no craqueamento catalítico do petróleo) e um tipo de rocha fosfática. As velocidades do gás no leito foram de 0,26, 0,31 e 0,36 m/s; operando nessas velocidades, o leito apresentou um regime de fluidização rápida, similar ao usado em sistemas circulantes. As partículas foram caracterizadas obtendo-se suas velocidades de mínima fluidização. Observou-se que pelo incremento da velocidade do gás aumentasse o fluxo de arraste das partículas; para partículas do tipo Geldart A quanto maior a fração de sólidos do tipo Geldart C maior o fluxo de arraste e para partículas do tipo C, quanto menor o diâmetro médio, menor o fluxo de arraste. O ciclone se mostrou bem dimensionado para a unidade e apresentou eficiências máximas em todos os casos analisados.

Palavras-chave: *partículas finas, fluidodinâmica, mínima fluidização, arraste, eficiência do ciclone dipleg.*

ABSTRACT

The system with a fluidized bed and a cyclone dipleg as gas-solid separator is used in industry in unities of circulating fluidization. Some applications are: the fluid catalytic cracking, to produce gasoline and heating oil and the beds of combustion. The principal variables to be identified in the cited system are the flux of entrained particles in the bed and the collection efficiency of the cyclone. The present work had the objectives of studying the entrainment flux of seven fine particles (Geldart A and C) with three different superficial gas velocities in the bed and analyse the collection efficiency of the cyclone dipleg for all the conditions of operation. The experimental results of the two cases were compared to the predicted for models. Three kinds of glass spheres, three kinds of FCC (catalyst used in the fluid catalytic cracking) and one kind of phosphate powder were the used particles. The gas velocities in the bed were 0,26, 0,31 and 0,36m/s, in these velocities the bed worked in the regime of fast fluidization, that is the one used in circulating systems. The particles were characterized and their minimum fluidization velocities were inferred. It was possible to observe that with the increasing of the gas velocity in the bed, the entrainment flux increases; for Geldart A particles, when the fraction of Geldart C solids is higher, the entrainment flux increases and for Geldart C materials, when there is a decrease in mean diameter, the entrainment flux is smaller. The cyclone is well dimensioned for the unit and presented maximum values of efficiencies for all the analysed cases.

Keywords: *Fine particles, hydrodynamics, minimum fluidization, entrainment, cyclone dipleg efficiency.*

CAPÍTULO 1

Introdução

Em leitos contendo sólidos fluidizados, o gás pode transportar algumas partículas e esse fluxo é denominado arraste. No projeto de uma unidade de fluidização, o conhecimento da distribuição de tamanhos dos sólidos e do fluxo de arraste são essenciais. O estudo da variação do fluxo de arraste com a geometria do leito, o fluxo de gás e as propriedades dos sólidos também é importante, KUNII e LEVENSPIEL (1991). O conhecimento desse fluxo de arraste é necessário para se projetar o separador gás-sólido da unidade, sendo também relevante a análise da perda de material que ocorre na falta desses separadores para se avaliar o sucesso técnico e econômico das unidades de fluidização YANG (2003). Além do mecanismo de arraste ser usado na operação de plantas industriais, outra utilização é na separação de partículas, RODRIGUEZ (2000).

Em algumas unidades industriais os sólidos arrastados são coletados por separadores centrífugos tipo ciclones e o estudo da eficiência desses separadores também se torna relevante. Um tipo de ciclone usado, especialmente em leitos fluidizados circulantes, é o *dipleg*, que se diferencia dos convencionais por possuir um prolongamento no tubo de descarga, KUNII e LEVENSPIEL (1991). Em um sistema de fluidização circulante um ciclone com essas características é importante pois tem a capacidade de acumular sólidos no tubo alongado e assim controlar a entrada dos mesmos na válvula que faz a reposição dessas partículas para o leito. Um sistema circulante é composto por um leito de fluidização rápida, um ciclone (freqüentemente o do tipo *dipleg*) e uma válvula para a reposição de sólidos, GRACE *et al.* (1997).

Na operação de um leito de fluidização com um ciclone para separar as partículas, os

sólidos são arrastados pelo fluido fornecido na base do leito e são coletados pelo separador gás-sólido posicionado na saída desse leito.

Os principais desafios fluidodinâmicos do sistema citado são: o projeto do separador gás-sólido, a determinação do fluxo de arraste no leito e a definição das condições de operação que otimizem a eficiência do ciclone.

As principais aplicações industriais do leito fluidizado com ciclone *dipleg* como separador são em leitos fluidizados circulantes, entre eles: craqueamento catalítico do petróleo (FCC - *fluid catalytic cracking*), que converte o petróleo em gasolina ou óleo combustível; leitos fluidizados para combustão (CFBC - *circulating fluidized bed combustion*); incineração de resíduos sólidos; desidratação do ácido bórico; produção de cimento; oxidação do butano para anidrido maléico; epoxidação do etileno, GRACE *et al.* (1997).

Atualmente o craqueamento catalítico é utilizado pela PETROBRÁS, que detém o monopólio do refino de petróleo no Brasil e possui o objetivo de atender o mercado nacional de derivados. Existem refinarias da PETROBRÁS em vários estados do país.

No ano de 2005, a PETROBRÁS comercializou internamente uma média de 287 mil barris de gasolina e 99 barris de óleo combustível por dia. Em relação ao comércio internacional, por dia, cerca de 897 mil barris de produtos derivados do petróleo foram comercializados (www.petrobras.com.br, 2008).

No presente trabalho são fluidizadas sete partículas finas (Geldart A e C): três esferas de vidro que se diferenciam pelos diâmetros médios; três partículas de FCC (catalisador utilizado no craqueamento catalítico do petróleo), com diferentes densidades e diâmetros médios e rocha fosfática. Essa fluidização é feita em três velocidades superficiais de gás no leito (0,26; 0,31 e 0,36 m/s), capazes de arrastar tais sólidos, que são coletados por um ciclone do tipo *dipleg*.

Visto a utilização industrial de leitos fluidizados com ciclones *dipleg* como separadores gás-sólido, torna-se importante o estudo das características fluidodinâmicas desse sistema. O presente trabalho teve como objetivos identificar os fluxos de arraste para algumas partículas em diferentes velocidades superficiais de gás no leito; avaliar a eficiência do ciclone para tais condições; comparar o fluxo de arraste e a eficiência do separador, determinados experimentalmente, com modelos que predizem esses valores.

CAPÍTULO 2

Revisão Bibliográfica

2.1 Fluidodinâmica do leito fluidizado

2.1.1 Influência das propriedades das partículas

As partículas sólidas são divididas em quatro grupos, segundo a classificação de Geldart. Esses grupos apresentam comportamentos bastante distintos em relação à fluidização. São eles:

Grupo C - são partículas coesivas e bastante finas, geralmente a fluidização é difícil porque a força entre as partículas é maior que a exercida pelo gás. Uma forma de se processar essas partículas é usá-las em conjunto com partículas maiores, preferencialmente Geldart B, GELDART (1971) *apud* KUNII e LEVENSPIEL (1991). Exemplos desses sólidos são: pó facial e amido, KUNII e LEVENSPIEL (1991). As partículas do grupo C são de particular interesse para a área industrial, pois são usadas como catalisadores, na indústria cerâmica ou como pós magnéticos. Alguns problemas podem acontecer durante a fluidização, como: formação de canais preferenciais e aglomeração das partículas ou a combinações dessas condições. Durante a fluidização desses sólidos, na base do leito há a presença de grandes aglomerados e a formação de canais preferenciais, no meio as aglomerações se tornam menores e no topo do leito os tamanhos das aglomerações diminuem ainda mais, ocorre uma fase menos densa com presença inclusive de partículas não associadas. A passagem

desses aglomerados repetidamente por um sistema circulante faz com que eles se tornem de tamanhos aproximadamente constantes, por isso a fluidização circulante se mostra eficiente para processar essas partículas, LI *et al.* (1999).

Grupo A - partículas com pequenos diâmetros médios e/ou baixas densidades aparentes ($< 1,4g/cm^3$). Esses sólidos fluidizam facilmente em baixas velocidades de gás e com o incremento do valor dessa variável, deve-se controlar a formação de bolhas. Quando esses sólidos são fluidizados, o leito se expande consideravelmente após a velocidade de mínima fluidização e antes que as bolhas apareçam. Em velocidades do gás maiores que a mínima velocidade de bolha, o leito é chamado de borbulhante e se comporta da seguinte forma: as bolhas são mais rápidas que o restante do gás, as bolhas se rompem ou se juntam continuamente e vazões altas de sólidos só ocorrem quando poucas bolhas estão presentes. Quando se acrescenta partículas mais finas (Geldart C) elas agem como lubrificantes e tornam a fluidização mais fácil, GELDART (1971) *apud* KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Grupo B - partículas com diâmetros médios entre 40 e 500 μm e densidades aparentes entre 1,4 e 4 g/cm^3 . Essas partículas fluidizam bem com vigorosa ação das bolhas e rápido crescimento das mesmas, que aparecem logo após a velocidade de mínima fluidização. Com altas velocidades de gás o leito apresenta: pequenas bolhas que crescem e se desfazem ao escoar pelo leito, velocidade das bolhas maior que a do gás e altas vazões de sólidos, GELDART (1971) *apud* KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Grupo D - partículas grandes e densas, apresentam fluidização difícil, com grande “explosão” de bolhas e formação de canais preferenciais. Nos leitos fluidizados com essas partículas as bolhas se unem se tornando grandes, as bolhas são mais lentas que o gás e a fase densa tem baixa porosidade, GELDART (1971) *apud* KUNII e LEVENSPIEL (1991). Um exemplo de sólido Geldart D é o café em forma de grãos a serem secos, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

A classificação de Geldart é dada em função da diferença de densidades entre o sólido e o fluido e do tamanho médio das partículas. A Figura 2.1 traz o gráfico que mostra essa classificação. Essa classificação foi feita em condições ambientes, mas algumas mudanças estão sendo propostas; um exemplo é a classificação de certas partículas como A ou C, propõe-se que exista uma região de transição entre essas duas classificações, na qual as partículas apresentam características referentes aos dois grupos, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

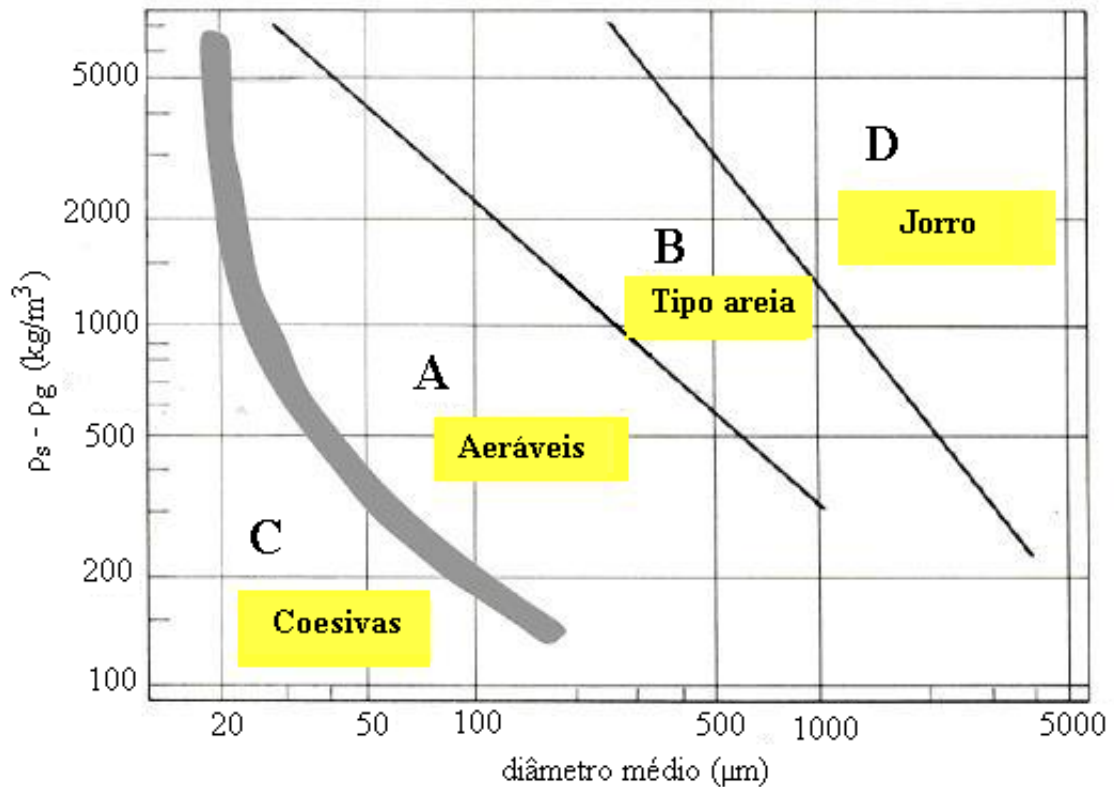


Figura 2.1: Classificação de Geldart para ar em temperatura ambiente.

2.1.2 Regimes de fluidização

A introdução de gás pela base em um leito contendo sólidos pode causar a fluidização das partículas e com aumento gradual da velocidade superficial do gás no leito (u_0) alguns regimes podem ser identificados, são eles: leito fixo, fluidização borbulhante, fluidização turbulenta, fluidização rápida e transporte pneumático, GRACE *et al.* (1997).

Quando um fluido escoar através de um leito de partículas a uma baixa vazão, o fluido apenas percola os espaços entre as partículas estacionadas, caracterizando o leito fixo de sólidos. A transição do leito fixo para leito fluidizado é delineada pela velocidade de mínima fluidização (u_{mf}), que é a menor velocidade na qual todas as partículas do leito estão suspensas pelo gás, KUNII e LEVENSPIEL (1991). Essa velocidade pode ser determinada obtendo-se o ponto em que a queda de pressão no leito diminui com o aumento da velocidade superficial do gás de entrada, após um aumento contínuo que ocorre enquanto o leito está fixo, GRACE *et al.* (1997).

Com um incremento na velocidade do gás acima da velocidade de mínima fluidização, o leito é chamado de borbulhante, sendo caracterizado por grandes instabilidades e formação de canais preferenciais, além da presença de bolhas, KUNII e LEVENSPIEL (1991). Segundo GRACE *et al.* (1997) o momento em que o leito se torna borbulhante é determinado

pela velocidade mínima de bolha (u_{mb}), que é a menor velocidade em que as bolhas aparecem no leito. A velocidade mínima de bolha se mostra dependente das propriedades das partículas, ela é maior que a velocidade de mínima fluidização para as partículas do grupo Geldart A e é igual a velocidade de mínima fluidização para as partículas dos grupos Geldart B e D. Um regime de fluidização livre de bolhas em uma velocidade entre u_{mf} e u_{mb} existe apenas para as partículas do grupo Geldart A. De acordo com PALLARES e JONHSSON (2006) na fluidização borbulhante a velocidade terminal dos sólidos não é vencida, não há arraste do leito e o estado estacionário é mantido.

Para se distinguir a fluidização borbulhante da turbulenta defini-se a velocidade (u_c) em que o desvio padrão da pressão chega em um valor máximo, essa velocidade é caracterizada pelo balanço dinâmico das colisões e das rupturas das bolhas, com o aumento da velocidade do gás a ruptura das bolhas se torna predominante, GRACE *et al.* (1997).

Os regimes turbulentos e de fluidização rápida utilizam altas velocidades superficiais de gás, nesses casos existem agitações mais intensas no leito e o movimento dos sólidos torna-se mais vigoroso, KUNII e LEVENSPIEL (1991). A transição do regime turbulento para a fluidização rápida ocorre na velocidade de transporte (u_{tr}), em que um significativo número de partículas deixa o leito pelo topo da coluna. Quando se excede a velocidade de transporte, mudanças bruscas na queda de pressão com o aumento da vazão de sólidos desaparecem. A transição da fluidização rápida para o transporte pneumático ocorre quando a fase densa na base do leito desaparece e todos os sólidos presentes podem ser arrastados pelo gás, GRACE *et al.* (1997).

No caso em que há o arraste do leito, uma variável importante a ser determinada é o fluxo de arraste de sólidos. Esse fluxo é dependente das propriedades das partículas e das condições de escoamento do gás, KUNII e LEVENSPIEL (1991). Para um leito com fluidização turbulenta ou rápida, as partículas próximas ao topo apresentam diâmetro médio e concentração bem menores do que as que estão na fase densa, PALLARES e JONHSSON (2006).

A Figura 2.2 ilustra esquematicamente os regimes de fluidização descritos anteriormente.

2.1.3 Tendência de agregação das partículas

As partículas classificadas como C são as mais finas da classificação Geldart e são coesivas. A fluidização desse tipo de partícula é difícil devido à formação de aglomerados, WANG *et al.* (1997).

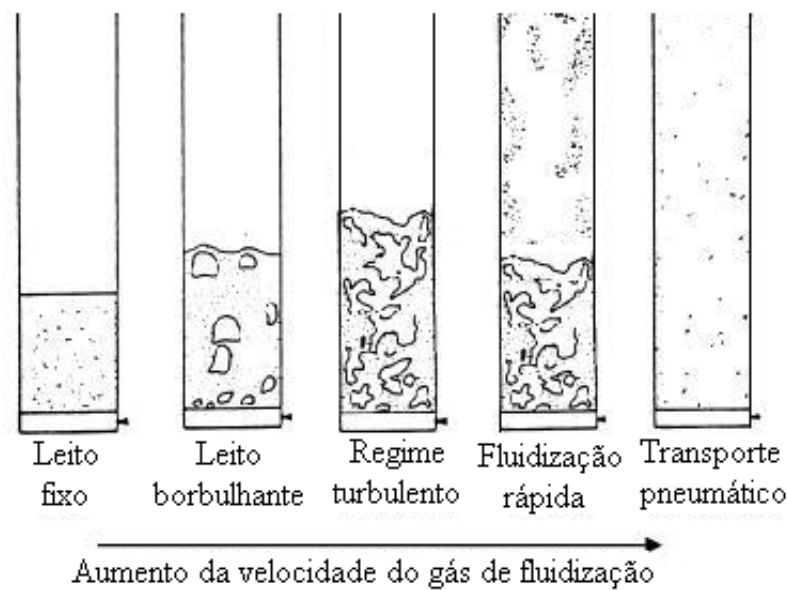


Figura 2.2: Regimes de fluidização, GRACE (1986) *apud* SMOLDERS e BAEYENS (2001).

A origem da agregação das partículas está nas interações partícula-partícula e partícula-fluido. Forças atrativas e repulsivas existem entre as partículas. A força repulsiva é criada entre duas partículas alinhadas perpendicularmente à direção do escoamento e a força atrativa é criada quando as partículas estão alinhadas paralelamente ao escoamento.

A força atrativa entre as partículas e a ocorrência de colisões não-elásticas fazem com que exista uma tendência das partículas se unirem, isso caracteriza a união das partículas, o que é diferente da aglomeração, onde essas são unidas por forças de superfície. As forças atrativas não acontecem somente entre partículas individuais, mas também entre partículas já unidas, GRACE *et al.* (1997).

Existem dois métodos capazes de melhorar a qualidade da fluidização de partículas coesivas. A primeira forma é a modificação das características do conjunto de partículas, misturando-as à outras com diferentes tamanhos ou formas. A segunda é a ação de forças externas, como a vibração e campos magnéticos, WANG *et al.* (1997).

2.2 A caracterização das partículas

A velocidade de mínima fluidização é um fator importante em um leito fluidizado e pode ser influenciada por parâmetros geométricos da unidade e pelas características físicas das partículas, YANG (2003). As velocidades de mínima fluidização podem ser obtidas experimentalmente segundo duas metodologias clássicas: Método da queda de pressão no

leito (QP) e Método do desvio padrão da queda de pressão no leito (DP).

2.2.1 Método da queda de pressão no leito

Analisa a queda de pressão no leito durante a desfluidização. Esse método é bastante utilizado, porém não é aplicável a uma unidade industrial sem a necessidade da interrupção do processo de fluidização.

Nesse método convencional os valores de u_{mf} são determinados analisando-se a curva de queda de pressão relacionada à velocidade do gás de fluidização (u_0). A intersecção da linha de leito fixo com a linha horizontal representa a velocidade de fluidização completa (u_{fc}). Para partículas finas uma outra curva, entre as linhas de leito fixo e fluidização completa é observada e indica a velocidade de fluidização incipiente (u_{ic}), RICHARDSON (1971).

2.2.2 Método do desvio padrão da pressão no leito

Analisa os desvios padrão das medidas de queda de pressão no leito. Esse método não interrompe a operação de fluidização, sendo mais adequado às unidades industriais.

O desvio padrão da pressão no leito é uma função linear em relação à velocidade superficial do gás e u_{mf} ocorre quando esse desvio é nulo, essa linearidade é válida para valores de $u_0 < 2,5u_{mf}$, PUNCOCHAR *et al.* (1984).

2.2.3 Algumas correlações para previsão da velocidade de mínima fluidização

Algumas correlações clássicas para previsão de u_{mf} adequadas para partículas finas são mostradas a seguir:

- Correlação de ERGUN (1952) apud KUNII e LEVENSPIEL (1991):

$$u_{mf} = \frac{d_p^2(\rho_s - \rho_g)g\varepsilon_{mf}^3\phi_s^2}{150\mu_g(1 - \varepsilon_{mf})}; \text{ para } Re_{mf} < 20 \quad (2.1)$$

- Correlação de WEN e YU (1966) apud KUNII e LEVENSPIEL (1991):

$$u_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left[33,7^2 + 0,0408 \left(\frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right) \right]^{0,5} - 33,7 \quad (2.2)$$

para $Re_{mf} < 20$

- Correlação de GREWAL e SAXENA (1980) apud LIPPENS e MULDER (1993):

$$u_{mf} = \left(\frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right) \frac{\mu_g}{1427 d_p \rho_g}; \quad \text{para } Re_{mf} < 20 \quad (2.3)$$

Sendo d_p o diâmetro médio de Sauter das partículas, ρ_s a densidade aparente do sólido, ρ_g a densidade do gás de fluidização, μ_g a viscosidade desse gás, ε_{mf} a porosidade do leito na condição de mínima fluidização, ϕ_s a esfericidade das partículas, g a força da gravidade e Re_{mf} o número de Reynolds na mínima fluidização. O Número de Reynolds na mínima fluidização é calculado segundo:

$$Re_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu_g} \quad (2.4)$$

Para o cálculo da correlação de Ergun deve-se definir dois parâmetros: K_1 e K_2 .

$$K_1 = \frac{1,75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \quad (2.5)$$

$$K_2 = 150 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \quad (2.6)$$

Algumas relações são propostas para K_1 e K_2 , uma delas é a de WEN e YU (1966), KUNII e LEVENSPIEL (1991):

$$\frac{1}{K_1} = 0,0408 \quad (2.7)$$

$$\frac{K_2}{2K_1} = 33,7 \quad (2.8)$$

2.3 O arraste de partículas no leito

Em um leito em que há arraste de sólidos, deve-se definir duas zonas: uma fase densa borbulhante, que apresenta uma superfície superior (que pode ser de difícil identificação) que a separa de uma fase diluída, na qual a densidade dos sólidos diminui com a altura do leito. A região do leito entre a superfície superior da fase densa e a saída da corrente de

gás é denominada *freeboard*, e sua altura é chamada de altura do *freeboard* (H_f), KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Em um leito fluidizado podem ocorrer dois mecanismos de transporte de partículas: a elutrição e o arraste. A elutrição acontece quando existe o efeito de classificação granulométrica dessas partículas, caracterizado pela seleção no arraste de sólidos do leito, apenas os finos são arrastados. O arraste ocorre quando todas as partículas podem deixar o leito fluidizado e não existe a classificação granulométrica, YANG (2003).

Para velocidades maiores do gás de fluidização a região densa desaparece e a densidade dos sólidos diminui com o aumento da altura do leito. Aumentando-se H_f diminui-se o arraste de sólidos no leito. A Figura 2.3 mostra a relação entre a altura do leito e a densidade de sólidos.

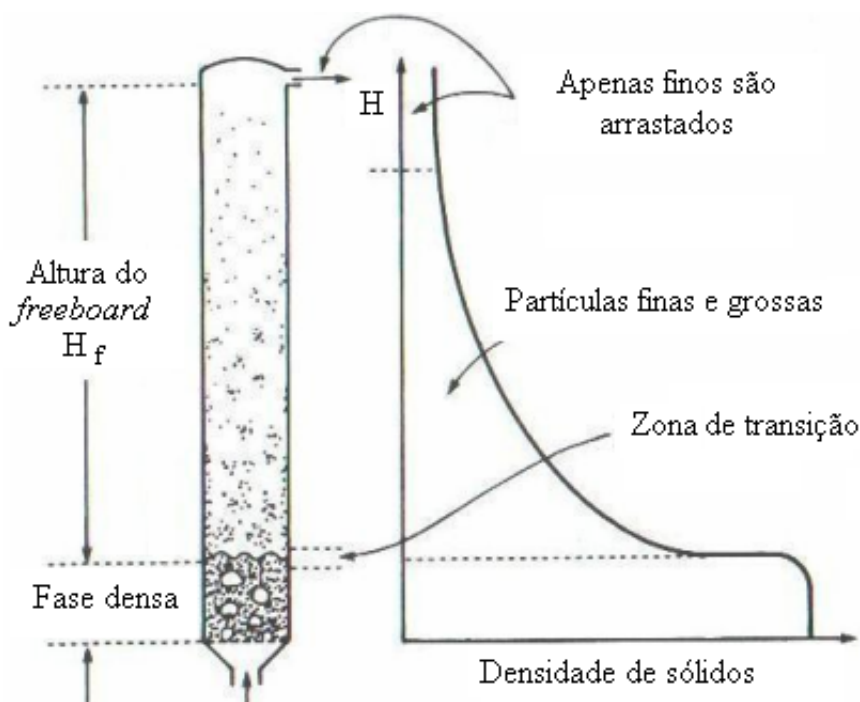


Figura 2.3: Densidade de sólidos em um leito onde há arraste, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

A capacidade máxima de arraste em um leito é determinada pela capacidade saturada de arraste (*saturation carrying capacity*), que representa o maior fluxo de sólidos que pode se direcionar para fora do leito. Essa capacidade depende das propriedades das partículas e das condições de fluxo do gás, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

2.3.1 Sólidos ejetados para o *freeboard*

Para leitos borbulhantes e de fluidização turbulenta, a ejeção de sólidos para o *freeboard* é feita pela ação das bolhas. A Figura 2.4 mostra as três possíveis maneiras dessa ejeção ocorrer: quando a pressão das bolhas é maior que a da superfície do leito elas “explodem” ao atingir a superfície e arremessam os sólidos; as bolhas podem possuir uma velocidade maior que a do meio em que se encontram e carregar com elas partículas; finalmente, quando duas bolhas colidem na superfície do leito, sólidos são ejetados para o *freeboard*, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

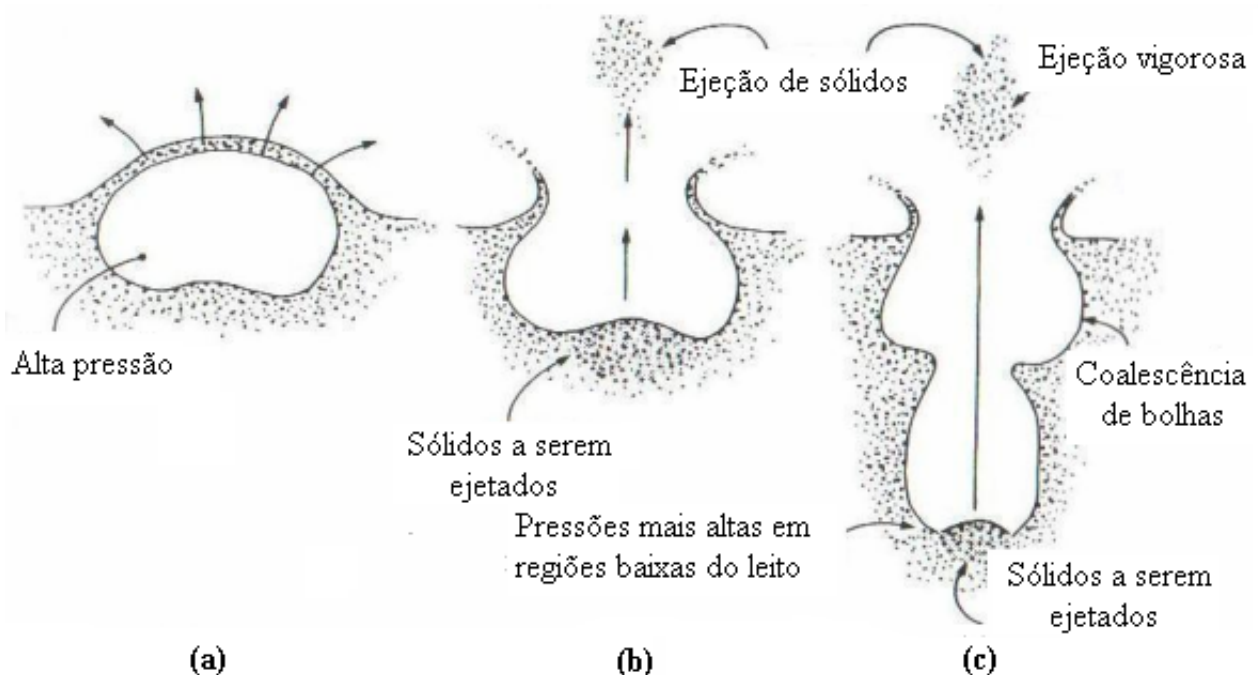


Figura 2.4: Mecanismos de ejeção de partículas para o *freeboard*; (a) bolhas com pressão maior que a do leito; (b) bolhas com velocidades maiores que a do leito; (c) coalescência de bolhas, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Quando as partículas são ejetadas pelas bolhas de maior velocidade que o leito, elas apresentam aproximadamente a mesma distribuição de tamanhos daquelas presentes na região densa. Quando os sólidos são ejetados pelo processo de ruptura das bolhas, apresentam granulometria mais fina que as do leito, YANG (2003). Partículas com velocidades de transporte maiores que as de fluidização podem ser arrastadas em um leito raso devido à vigorosa ejeção de sólidos, realizada pelas bolhas, GOGOLEK e GRACE (1995).

Uma evidência de que a formação do *freeboard* se deve à presença de bolhas no leito é que em fluidizações líquido-sólido não existe o *freeboard*, uma vez que também não existem bolhas. Assim, o tamanho das bolhas apresenta grande efeito no arraste e algum mecanismo que reduza o tamanho ou a presença das bolhas, diminui o arraste. Em leitos com apenas partículas finas, o arraste é lento e é governado pela capacidade saturada de

arraste, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

2.3.2 Estimativa do fluxo de arraste de sólidos

Segundo KUNII e LEVENSPIEL (1991) em um leito que contém um único tamanho de partículas que é arrastável, o fluxo saturado de arraste G_{si}^* é igual à constante de fluxo de arraste (k_i^*).

$$k_i^* = G_{si}^* \quad (2.9)$$

Em leitos contendo partículas arrastáveis de diferentes tamanhos, considera-se que o fluxo de arraste é dado por:

$$G_s = \sum x_i k_i^*, \sum x_i < 1 \quad (2.10)$$

Sendo x_i a fração mássica de partículas com diâmetro médio de Sauter d_{pi} .

Partículas arrastáveis são as que possuem velocidades terminais menores que a velocidade do gás de fluidização ($u_{ti} < u_0$), assim se todas as partículas do leito são arrastáveis $\sum x_i = 1$, KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Para o cálculo da velocidade terminal da partícula, um modelo que pode ser adotado é, HAIDER e LEVENSPIEL (1989) *apud* KUNII e LEVENSPIEL (1991):

$$u_{ti} = \frac{u'_{ti}}{\left[\frac{\rho_g^2}{\mu_g(\rho_s - \rho_g)g} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (2.11)$$

Sendo:

$$u'_{ti} = \left[\frac{18}{(d'_{pi})^2} + \frac{0,591}{(d'_{pi})^{0,5}} \right]^{-1}, \quad \phi_s = 1 \quad (2.12)$$

Aqui considera-se que a esfericidade das partículas é igual a 1.

Por fim, deve-se determinar o valor de d'_p :

$$d'_{pi} = d_{pi} \left[\frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu_g^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.13)$$

Para partículas finas arrastadas à baixas velocidades de gás, algumas correlações adequadas para cálculo de k_i^* são:

- Correlação de Zenz e Weil, adequada para partículas com diâmetros médios entre 40 e 200 μm e velocidades de fluidização entre 0,3 e 0,7 m/s , ZENZ e WEIL (1958) *apud* GOGOLEK e GRACE (1995):

$$\frac{k_i^*}{\rho_g u_0} = 1,26 \cdot 10^7 \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi} \rho_s^2} \right)^{1,88}, \quad \text{para} \quad \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi} \rho_s^2} \right) < 3,10 \times 10^{-4} \frac{m^6}{kg^2} \quad (2.14)$$

$$\frac{k_i^*}{\rho_g u_0} = 4,31 \cdot 10^4 \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi} \rho_s^2} \right)^{1,18}, \quad \text{para} \quad \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi} \rho_s^2} \right) > 3,10 \times 10^{-4} \frac{m^6}{kg^2} \quad (2.15)$$

Sendo d_{pi} o diâmetro das partículas i .

- Correlação de Lin, adequada para partículas com diâmetros médios na faixa de 0 – 125 μm e velocidades entre 0,1 e 0,3 m/s , LIN (1980) *apud* YANG (2003):

$$\frac{k_i^*}{\rho_g u_0} = 9,43 \cdot 10^{-4} \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi}} \right)^{1,65} \quad (2.16)$$

$$\text{para } 58 \leq \left(\frac{u_o^2}{g d_{pi}} \right) \leq 1000; \quad 0,1 \leq u_0 \leq 0,3 m/s; \quad 0 < d_{pi} \leq 74 \mu m$$

- Correlação de Geldart modificada, desenvolvida utilizando partículas de FCC com diâmetros médios entre 17 e 77 μm e velocidades do gás de fluidização entre 0,2 e 0,8 m/s , TASIRIN e GELDART (1998):

$$k_i^* = 23,7 \rho_g u_0^{2,5} \exp \left(-5,4 \frac{u_{ti}}{u_0} \right), \quad \text{para } Re < 3000 \quad (2.17)$$

$$k_i^* = 14,5 \rho_g u_0^{2,5} \exp \left(-5,4 \frac{u_{ti}}{u_0} \right), \quad \text{para } Re > 3000 \quad (2.18)$$

Sendo u_{ti} a velocidade terminal das partículas de diâmetro médio d_{pi} .

O número de Reynolds (Re), que define qual correlação é adequada para a fluidização, é dado por:

$$Re = \frac{D_{leito} u_o \rho_g}{\mu_g} \quad (2.19)$$

Sendo D_{leito} o diâmetro do leito.

2.3.3 Alguns trabalhos sobre a fluidodinâmica do arraste de partículas

GELDART e WONG (1987) analisaram o arraste de partículas porosas e não porosas dos grupos Geldart A e C, com diâmetros médios entre 5 e $95\mu m$, utilizando ar com umidades relativas entre 0 e 90%. Concluíram que o fluxo de arraste diminuiu com a redução do diâmetro médio das partículas e com o aumento da umidade do ar, devido ao fato dessas variáveis intensificarem a coesão entre essas partículas. Perceberam que para um mesmo material, com tamanhos que o caracterizam como grupo A, quando se diminui o diâmetro médio das partículas (em condições constantes de velocidade do gás e umidade), o fluxo de arraste aumenta. Quando o material se torna semi-coesivo (faixa de transição), grupo A-C, o aumento do fluxo cessa com a diminuição do diâmetro médio dos sólidos. Quando o tamanho do material diminui ao ponto de ser classificado como C, reduzindo-se o tamanho médio e mantendo as demais variáveis constantes, o fluxo diminui, já que aumenta o efeito coesivo entre as partículas, há a formação de canais preferenciais e a atividade das bolhas diminui.

MILIOLI e FOSTER (1995) estudaram o comportamento das bolhas e o arraste de partículas de FCC em um leito de borbulhamento vigoroso. Desenvolveram uma nova correlação para o fluxo de arraste que considera a massa total de partículas finas como sendo as alimentadas, as presentes devido à fragmentação de aglomerados (por atrito) e as que desaparecem devido à reação química. Encontraram que para leitos nos quais o predomina o arraste de partículas muito finas, a formação de finos devido ao atrito de partículas mais grossas é o principal mecanismo; em leitos nos quais o arraste se deve à ejeção feita pelas bolhas, o principal mecanismo é a coalescência das bolhas. O modelo proposto para o arraste das partículas estudadas se mostrou eficiente.

TASIRIN e GELDART (1998) analisaram o arraste de partículas de FCC, com vários diâmetros médios. Como esses diâmetros médios eram baixos e as densidades dessas partículas também, as velocidades do gás de fluidização usadas foram reduzidas, quando comparadas com as faixas adequadas às equações existentes para prever o fluxo de arraste. Com esse estudo, observaram o aumento do fluxo de arraste com o aumento da velocidade superficial do gás e desenvolveram novas correlações para se determinar a constante do fluxo de arraste para a partícula de diâmetro d_{pi} (k_i^*), uma correlação para regime laminar ($Re < 3000$) e outra para regime turbulento ($Re > 3000$). Essas equações são chamadas Geldart modificadas e consideram os fatos de as partículas serem finas e as velocidades do gás de fluidização baixas.

SANTANA *et al.* (1999) realizaram experimentos que investigaram o fluxo de arraste para partículas finas (Geldart A e C). Foi verificado que as taxas de atrito entre as partículas e de elutriação das mesmas aumentam com o incremento da velocidade, especialmente para partículas do grupo A. Um modelo para o fluxo de arraste desses tipos de partículas foi proposto, considerando a presença de partículas livres e aglomerados. O modelo se mostrou eficiente quando comparado com resultados experimentais.

RODRIGUEZ *et al.* (2000) estudaram o comportamento de arraste do óxido de ferro, que é uma partícula classificada como Geldart C e que, na indústria siderúrgica, necessita de um controle na emissão para o ambiente. Para esse tipo de partículas os principais problemas no arraste são a aglomeração e o atrito. No trabalho foram fluidizados leitos compostos de areia (velocidade de transporte maior que a de fluidização) e óxido de ferro, com diferentes frações desse segundo material. Foi observado que com o incremento da velocidade do gás, a taxa de atrito e a massa de partículas de óxido de ferro arrastada aumentam. O fluxo de elutriação é maior para partículas entre 15 e 20 μm , comparando-se com partículas maiores e menores que essas. Uma correlação também foi proposta para se estimar o fluxo de elutriação de partículas de óxido de ferro, essa correlação se mostrou adequada quando comparada com resultados experimentais.

CHOI *et al.* (2001) verificaram que com o aumento da fração de partículas finas em um leito fluidizado, o arraste de partículas com velocidades de transporte maiores que a velocidade do gás de fluidização é facilitado. No trabalho propuseram uma correlação para se calcular o fluxo de arraste considerando-se o aumento na quantidade de partículas finas. As variáveis utilizadas foram: a velocidade superficial do gás, a distribuição de tamanhos das partículas do leito e as frações de diferentes tamanhos dessas partículas. Foi observado que o fluxo de arraste aumenta com incrementos na velocidade do gás e na fração de partículas finas. O arraste de partículas grossas também aumenta com essa fração até uma determinada velocidade do gás, para valores acima da referida velocidade, o arraste de partículas grossas diminui. A distribuição de tamanhos das partículas do leito apresentou um efeito menor no fluxo de arraste. A correlação proposta se mostrou capaz de representar o efeito da adição de partículas finas diminuindo com incremento na velocidade do gás.

LI *et al.* (2004) estudaram o efeito de partículas coesivas no arraste em um leito fluidizado. Verificaram que os fluxos de elutriação de partículas dos grupos A e C são afetados pelas propriedades das partículas do grupo A, pela velocidade do gás e também pela fração mássica e tamanho das partículas do grupo C no leito. Quanto maior a fração mássica dos sólidos do grupo C, maior a velocidade do gás e menor o diâmetro médio das partículas do grupo A; maior o fluxo de arraste. Quando as partículas do grupo C presentes são menores que 6 μm o fluxo de arraste diminui com o aumento da quantidade

desses sólidos e isso se deve à formação de aglomerados.

2.4 Ciclones

Ciclones são equipamentos que separam partículas sólidas de uma corrente de fluido pela ação da força centrífuga exercida sobre as partículas, essa força separa os sólidos do gás quando as partículas entram em contato com as paredes do ciclone e se direcionam para a base do mesmo, onde são coletadas. Os ciclones são usados na saída de leitos fluidizados para separar os sólidos da corrente gasosa. Portanto, a eficiência do ciclone está diretamente relacionada à perda de material, GRACE *et al.* (1997).

2.4.1 O princípio de funcionamento dos ciclones

Segundo HOFFMANN e STEIN (2002) a força centrífuga decorrente da entrada tangencial do gás faz com que partículas mais densas que o gás sejam direcionadas à parede do ciclone e assim coletadas no tubo de saída. A Figura 2.5 mostra como um ciclone funciona.

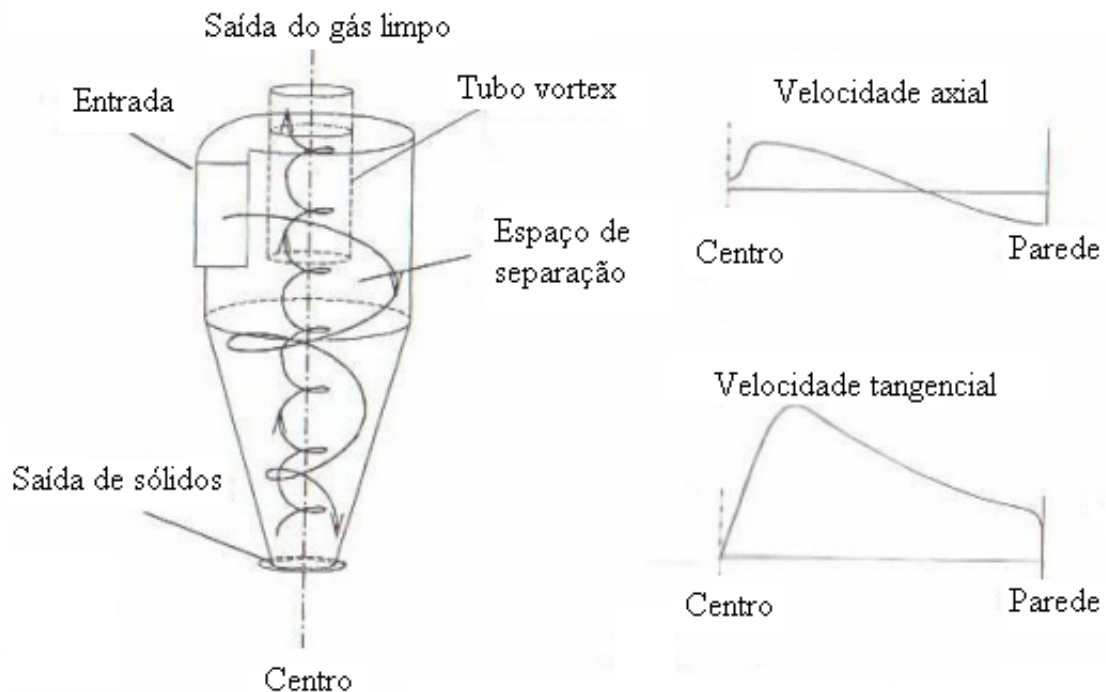


Figura 2.5: Esquema de um ciclone com entrada tangencial e perfis de velocidade do gás, HOFFMANN e STEIN (2002).

Próximo à parede existe um escoamento descendente em direção à saída do ciclone, é

esse escoamento o principal mecanismo para a coleta dos sólidos e não a gravidade. Na operação de um ciclone, a força da gravidade só é relevante para altas quantidades mássicas de sólido, casos em que a carga se torna um fator determinante e deve-se considerar o processo de sedimentação das partículas. Um escoamento ascendente é observado próximo ao centro do separador, referente ao gás limpo que é descartado.

As velocidades tangencial e axial de um ciclone são mais relevantes que a radial. Como visto na Figura 2.5 a velocidade tangencial é mais significativa, já que o escoamento descendente de sólidos é o principal mecanismo na coleta; a velocidade axial é menor e apresenta uma redução próxima ao centro, em alguns casos o escoamento pode ocorrer diretamente no sentido descendente.

O escoamento rotacional próximo às paredes côncavas é instável e gradientes de pressão causados pelos movimentos rotatórios dão origem a escoamentos secundários no ciclone. Sabe-se que a pressão estática aumenta com a proximidade da saída de um escoamento rotacional e esse gradiente de pressão atinge também o topo e a parte cônica do ciclone, como resultado forma-se um região na parte cônica, onde o escoamento é direcionado para as proximidades das paredes, como mostra a Figura 2.6. O principal efeito desse gradiente de pressão é o escoamento secundário, pois existe uma tendência de os sólidos se movimentarem radialmente e esse escoamento é mais provável na presença de fatores como: rachaduras, distorções ou sensores de pressão nas paredes do ciclone, além de sólidos depositados, HOFFMANN e STEIN (2002).

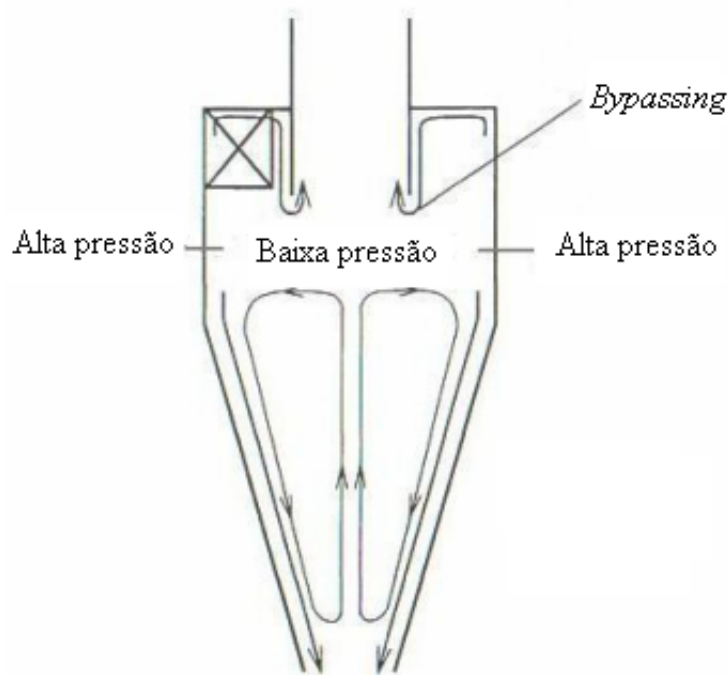


Figura 2.6: O escoamento secundário nos ciclones causado pela diferença de pressão, HOFFMANN e STEIN (2002).

Como visto na Figura 2.6, esse escoamento secundário causa um escoamento descendente próximo à parede externa do vortex e isso contribui para o aumento da velocidade radial logo abaixo da parede do vortex. Também é observado que o escoamento secundário pode causar a recirculação das partículas dentro do corpo do ciclone.

Em um ciclone o espaço de separação gás-sólido inicia-se junto à entrada do gás. O movimento rotacional e as partículas sofrem a ação da força centrífuga atuando radialmente. A força centrífuga é proporcional à massa e ao diâmetro médio das partículas, HOFFMANN e STEIN (2002).

Ciclones são separadores eficientes na coleta de partículas finas (maiores que $5\mu m$). Partículas com diâmetros menores que $5\mu m$ são coletadas com eficiência por ciclones de pequenas dimensões, LAPPLE (1951).

2.4.2 Duto e velocidade de entrada

Segundo GRACE *et al.* (1997) ao sair do leito e entrar no ciclone, as partículas sofrem uma aceleração, já que a entrada do ciclone possui dimensões bem menores que o diâmetro do leito. Essa aceleração está entre 80 e 90%, quando medida no final do duto de entrada.

Existe uma considerável queda de pressão com a sucção do fluido na entrada do duto e durante a passagem por todo ele, essa queda de pressão pode ser separada entre a queda de pressão do gás e queda de pressão dos sólidos. As perdas referentes ao atrito que ocorre entre os sólidos e o gás com as paredes do duto são negligenciáveis, já que as perdas por aceleração são bem maiores. A velocidade de entrada no duto depende da razão de alimentação partículas/gás, quanto maior a razão, menor essa velocidade e maior a queda de pressão causada pela desaceleração das partículas.

2.4.3 A presença do tubo vortex nos ciclones

Os primeiros ciclones para sistemas de fluidização circulantes não possuíam tubo vortex e apresentavam um forte escoamento secundário, de 5 a 10% do escoamento total. Para esse tipo de ciclone o escoamento principal é descendente nas partes cilíndrica e cônica; quando encontra a parte inferior da câmara de separação, esse escoamento é revertido em um rápido escoamento ascendente, devido à diminuição da área de seção transversal do equipamento. O escoamento secundário é mais lento que o principal, a queda de pressão radial é considerável e existe turbulência no centro do ciclone, GRACE *et al.* (1997).

Ciclones com tubo vortex forçam o escoamento para a abertura do cone e portanto

para a região inferior da câmara de separação. Ao redor do tubo, o escoamento secundário é bem mais lento que o principal e isso resulta em uma maior estabilidade fora do tubo e menor turbulência, GRACE *et al.* (1997).

2.4.4 O ciclone *dipleg*

Segundo GRACE *et al.* (1997) os separadores do tipo *dipleg* são ciclones que possuem um tubo vertical alongado (*standpipe*) em sua base, para o acúmulo dos sólidos provenientes do leito, na fluidização circulante.

O desempenho desses ciclones é alterado por vários fatores, dentre eles: condições de operação, propriedades físicas do gás e dos sólidos, tamanho das partículas, dimensões e configurações do ciclone, WANG *et al.* (2000).

A Figura 2.7 mostra o esquema de um ciclone *dipleg*, a presença do *standpipe* é caracterizada pelo maior valor da dimensão l quando comparado ao de um ciclone convencional.

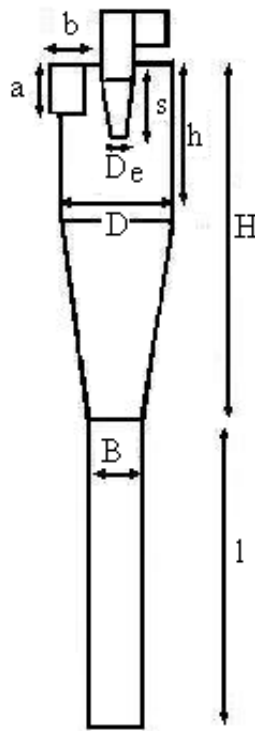


Figura 2.7: Esquema de um ciclone *dipleg*, ROMEO e VELLILA (1999).

O sistema de fluidização circulante

Um sistema de fluidização circulante é composto por um leito de fluidização rápida, um separador gás-sólido, um *standpipe* e um sistema de reciclo. As partículas se movem por

esses componentes continuamente, BASU e CHENG (2000). No termo leito fluidizado circulante, leito fluidizado significa que as partículas são suportadas pelo fluido e existe uma significativa suspensão das mesmas, circulante denota que existe um sistema para separação dessas partículas e outro para o retorno delas ao leito. Nesse sistema se usa a fluidização rápida na base do leito. O ciclone *dipleg* é bastante utilizado por possuir um *standpipe* como tubo de descarga de sólidos (*underflow*). Esses ciclones devem ser bem dimensionados, já que se isso não ocorrer, a eficiência de coleta é prejudicada e há a conseqüente perda de material, GRACE *et al.* (1997).

Segundo GRACE *et al.* (1997) *standpipe* é um tubo por onde os sólidos escoam em fase densa ou diluída. Seu objetivo é transferir os sólidos de uma região de pressão mais baixa para uma de pressão mais alta. Essa transferência se torna possível pela ação da força da gravidade (os sólidos se acumulam na base) desde que haja um escoamento contracorrente de gás em relação aos sólidos, na base do *standpipe*. Portanto esse sistema permite que os sólidos vençam gradientes negativos de pressão.

A Figura 2.8 mostra o esquema de uma unidade de fluidização circulante.

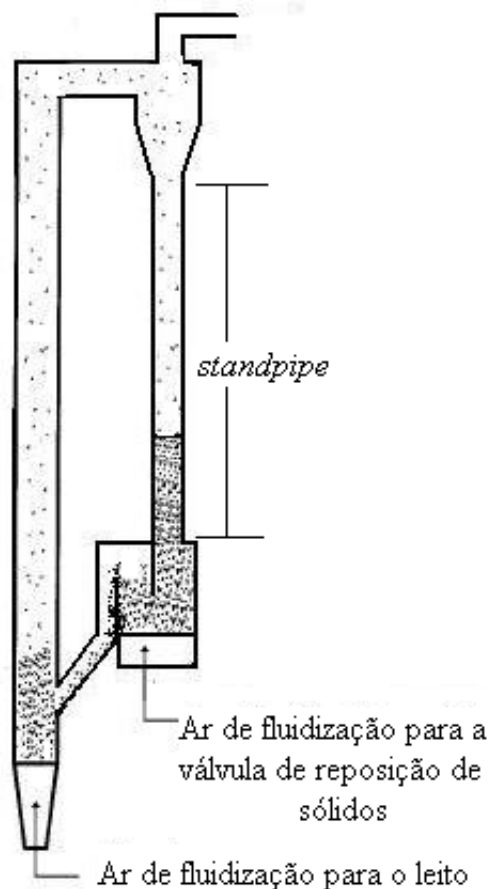


Figura 2.8: Esquema de um leito fluidizado circulante.

Como citado anteriormente, o principal uso de sistemas de fluidização circulante é no

craqueamento catalítico do petróleo. Esse processo envolve várias etapas para transformar o petróleo em produtos de alto valor, como a gasolina e o óleo combustível. Os leitos de fluidização utilizados industrialmente possuem entre 10 e 13 *cm* de espessura, para que haja isolamento e resistência à abrasão; diâmetros entre 60 e 180 *cm* e alturas entre 25 e 30 metros. As temperaturas adequadas para esse processo são entre 330 e 550°C. As velocidades de gás de fluidização utilizadas são entre 15,2 e 22,8 *m/s*. O tempo de residência dos hidrocarbonetos no leito é de aproximadamente 2 *s*, assim, logo que o catalisador e o gás entram no sistema, a separação gás-sólido é essencial para que o tempo de contato não seja estendido e se evite a formação de produtos indesejáveis, SADEGHBEIGI (2000).

2.4.5 Eficiência de separação

O modelo proposto por de BARTH (1956) *apud* HOFFMANN e STEIN (2002), baseado na teoria da órbita de equilíbrio, é usualmente aplicado para se determinar a eficiência individual de coleta para qualquer tipo de ciclone. Segundo esse modelo, as forças que agem sobre as partículas são:

a) a força centrífuga, com magnitude de : $\frac{\pi d_p^3}{6} \rho_s \left(\frac{v_\theta^2}{R_x} \right)$

b) a força de arraste (Stokes), segundo: $3\pi d_p \mu_g v_r$

Sendo v_θ e v_r as velocidades tangencial e radial do gás na superfície de controle, respectivamente, d_p o diâmetro médio de Sauter das partículas e R_x o raio do vortex. Esse modelo negligencia a densidade do gás em comparação com a do sólido, no termo de força centrífuga. As duas forças citadas anteriormente foram equacionadas para encontrar o diâmetro de corte:

$$d_{50} = \sqrt{\frac{v_r 9 \mu_g D_x}{\rho_s v_\theta^2}} \quad (2.20)$$

Sendo D_x o diâmetro do vortex. A equação referente à v_r é:

$$v_r = \frac{Q}{\pi D_x H_{sc}} \quad (2.21)$$

Com Q sendo a vazão volumétrica à entrada do ciclone e H_{sc} a altura da superfície de controle, BARTH (1956) *apud* HOFFMANN e STEIN (2002). A Figura 2.9 mostra a superfície de controle.

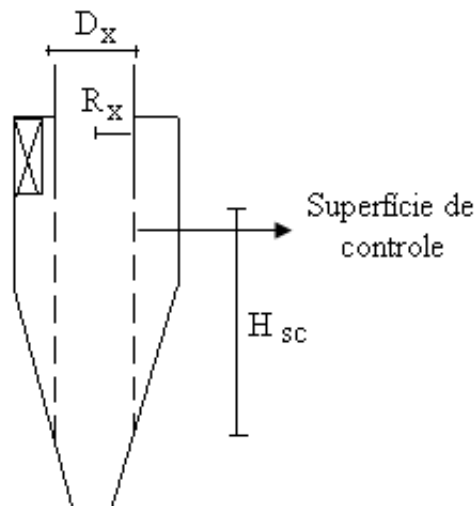


Figura 2.9: A superfície de controle do ciclone, HOFFMANN e STEIN (2002).

Para se determinar o valor de v_θ que é a velocidade tangencial do gás na superfície de controle, deve-se identificar o valor de $v_{\theta p}$ que é a velocidade tangencial do gás junto à parede do ciclone. Para isso encontra-se o valor de α que é uma razão que considera as velocidades de entrada e na parede, HOFFMANN e STEIN (2002). Segundo BARTH (1956) *apud* HOFFMANN e STEIN (2002) algumas equações devem ser resolvidas para se identificar os parâmetros usados nesse modelo, são elas:

Para se obter α :

$$\alpha = 1 - 0,4 \left(\frac{b}{R} \right)^{0,5} \quad (2.22)$$

Sendo b a largura do tubo de entrada do gás e R o raio da parte cônica do ciclone, especificadas na Figura 2.10.

Para se encontrar a velocidade tangencial do gás junto à parede do ciclone, usa-se:

$$\alpha = \frac{v_{ent} R_{ent}}{v_{\theta p} R} \quad (2.23)$$

Sendo v_{ent} a velocidade de entrada no ciclone e R_{ent} o raio de entrada no mesmo, também mostrado na Figura 2.10. Conhecendo-se o valor de α , encontra-se $v_{\theta p}$. A variável v_θ é:

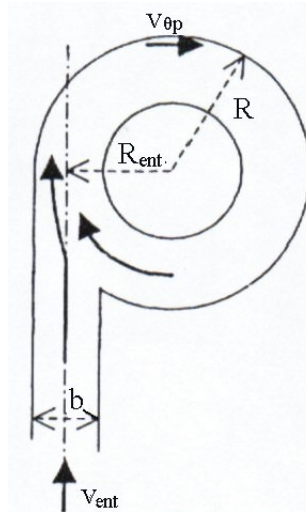


Figura 2.10: Especificações de variáveis e dimensões do ciclone, HOFFMANN e STEIN (2002).

$$v_{\theta} = \frac{v_{\theta p} \left(\frac{R}{R_x} \right)}{\left(1 + \frac{H_{sc} R \pi f v_{\theta p}}{Q} \right)} \quad (2.24)$$

Segundo HOFFMANN e STEIN (2002) a variável a ser determinada nessa etapa é f , o fator de fricção. Essa variável é composta pelo fator de fricção do gás limpo e o fator de fricção das partículas.

$$f = f_g + f_s \quad (2.25)$$

De acordo com KUNII e LEVENSPIEL (1991) o fator de fricção do gás limpo é uma função do número de Reynolds do tubo de saída do ciclone, dado por:

$$Re_x = \frac{D_x v_x \rho_g}{\mu_g} \quad (2.26)$$

Sendo Re_x o número de Reynolds no tubo de saída e v_x a velocidade do gás no tubo de saída. O fator de fricção pra o gás limpo é dado por:

$$f_g = 0,0791 Re_x^{-0,25}, \quad \text{para } 3 \times 10^{-3} < Re_x < 10^5 \quad (2.27)$$

$$f_g = 0,0008 + 0,0552 Re_x^{-0,237}, \quad \text{para } 10^5 < Re_x < 10^8 \quad (2.28)$$

Segundo HOFFMANN e STEIN (2002) o coeficiente de fricção das partículas, é dado segundo:

$$f_s = 0,015(c_0)^{\frac{1}{2}} \quad (2.29)$$

Com c_0 sendo a fração mássica de partículas na entrada do ciclone.

Finalmente, com os valores de v_r e v_θ , pode-se determinar o diâmetro de corte e com o gráfico apresentado na Figura 2.11, encontra-se a eficiência individual de coleta.

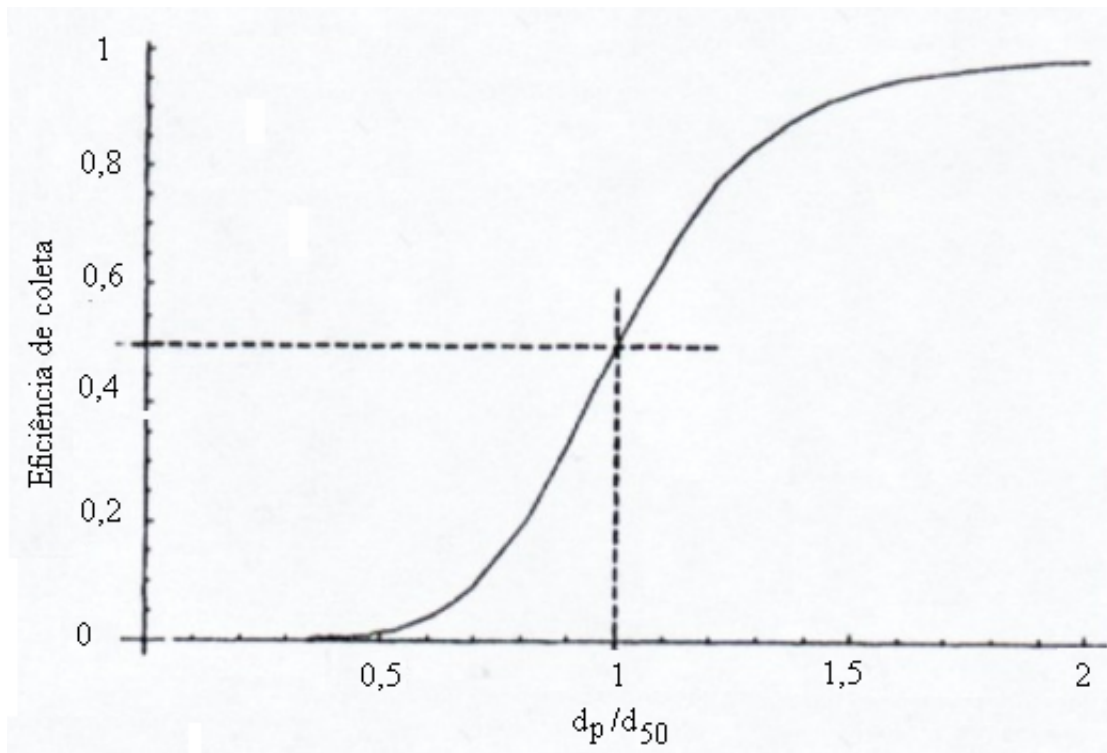


Figura 2.11: Grade de eficiência em torno do diâmetro de corte de Barth, HOFFMANN e STEIN (2002).

A equação que representa a eficiência granulométrica do ciclone é a seguinte, DIRGO e LEITH (1985) *apud* HOFFMANN e STEIN (2002):

$$\eta(d_{pi}) = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_{pi}}\right)^n} \quad (2.30)$$

O valor do expoente n de 6,4 foi considerado satisfatório para ciclones de laboratórios. Mas para ciclones industriais ou muito pequenos, esse expoente varia de 2 a 4. Quando se possui os valores experimentais de eficiência granulométrica, com o gráfico $\ln\left(\frac{1}{\eta(d_{pi}) - 1}\right)$ versus $\ln\left(\frac{d_{pi}}{d_{50}}\right)$ obtém-se o valor do expoente n , que é o coeficiente

angular da reta originada por esse gráfico.

A eficiência de um ciclone aumenta na medida que se aumenta a carga de partículas no duto de entrada. Esse fato ocorre até uma determinada concentração, chamada carga crítica (C_{cr}). Para cargas maiores que C_{cr} existe o efeito da sedimentação das partículas, CORTES e GIL (2007). A turbulência do gás pode arrastar até uma quantidade máxima de sólidos, vencendo a força da gravidade. Para cargas maiores que C_{cr} as partículas em excesso se direcionam diretamente para o *underflow* do ciclone, sendo coletadas pela força gravitacional, HOFFMANN e STEIN (2002).

Para se determinar C_{cr} , uma correlação usada é, Muschelkautz (1972) *apud* CORTES e GIL (2007):

$$C_{cr} = \frac{f\sqrt{DD_x}\mu g}{2\left(1 - \frac{D_x}{D}\right)\rho_s d_p^2 \sqrt{v_{ent}v_\theta}} \quad (2.31)$$

Um outro modelo para o cálculo de C_{cr} é, Trefz e Muschelkautz (1993) *apud* CORTES e GIL (2007):

$$C_{cr} = 0,025 \frac{d_{50}}{d_p} (10C)^{0,4}, \quad C < 0,1 \quad (2.32)$$

$$C_{cr} = 0,025 \frac{d_{50}}{d_p} (10C)^{0,15}, \quad C > 0,1 \quad (2.33)$$

Sendo C a carga de sólidos alimentada ao ciclone. Nessas correlações para determinação de C_{cr} usa-se o diâmetro médio de Sauter das partículas.

As eficiências de coleta global ou granulométrica para altas cargas de sólidos é dada segundo a função, MUSCHELKAUTZ (1971) *apud* HOFFMANN e STEIN (2002):

$$\eta = \eta_0, \quad C \leq C_{cr} \quad (2.34)$$

$$\eta = \left(1 - \frac{C_{cr}}{C}\right) + \frac{C_{cr}}{C}\eta_0, \quad C > C_{cr} \quad (2.35)$$

Na segunda equação desse modelo, o primeiro termo se refere à coleta por sedimentação e η_0 é a eficiência de coleta dos sólidos remanescentes, que como mostra a primeira equação corresponde à eficiência de coleta para baixas cargas de alimentação,

CORTES e GIL (2007).

2.4.6 Alguns trabalhos sobre a eficiência de coleta de ciclones

DIRGO e LEITH (1985) analisaram a queda de pressão e a eficiência de coleta de um ciclone de alta eficiência, utilizando várias vazões de entrada de gás. O material a ser coletado foi pequenas gotas de água, pois assim, nos modelos de previsão de eficiência a esfericidade pôde ser considerada 1. Para cada vazão de gás uma curva de eficiência foi determinada e comparada com vários modelos de eficiência de ciclone. Foram analisadas as eficiências para gotas menores que $10\mu m$ de diâmetro. Devido ao pequeno tamanho das gotas, os modelos analisados não foram precisos quando comparados aos dados experimentais, mas para gotas maiores que $10\mu m$ os modelos se mostraram eficientes.

TREFZ e MUSCHELKNAULTZ (1993) desenvolveram uma nova correlação para cálculo de eficiência de ciclones, essa correlação considera o fato de altas cargas de sólidos serem alimentadas no separador. Utilizaram um leito de fluidização rápida para simular os processos de leitos de combustão e circulantes. O modelo se mostrou preciso para prever a eficiência em casos de cargas de alimentação maiores que a crítica.

ZHU e LEE (1999) estudaram as eficiências de coleta de pequenos ciclones para altas vazões de ar de entrada. Perceberam que a vazão de entrada desempenha um importante papel na eficiência de coleta, altas vazões favorecem a coleta das partículas mais finas. Observaram também que com o incremento do comprimento da parte cilíndrica do ciclone, aumenta-se a eficiência de coleta; mas como o incremento excessivo desse comprimento, a eficiência diminui; mostrando que existe um comprimento ótimo para a parte cilíndrica do ciclone.

FASSANI e GOLDSTEIN JR. (2000) investigaram o efeito da carga de sólidos na eficiência de coleta e na queda de pressão de um ciclone. A tendência de aumento da eficiência com o incremento da carga foi observado até uma determinada carga, acima da qual foi observado o declínio na eficiência. O mesmo aconteceu com a velocidade, até um valor específico a eficiência aumentou com o incremento dessa variável e acima desse valor, diminuiu.

XIANG *et al.* (2001) analisaram a influência das dimensões da parte cônica de ciclones na eficiência de coleta. Verificaram que a vazão de gás influencia significativamente a eficiência de coleta e as curvas de eficiência do ciclone. As dimensões da parte cônica, por outro lado, influenciam apenas a eficiência de coleta; quando a abertura do cone é maior que a saída do *overflow*, uma redução do comprimento dessa região cônica aumenta a eficiência de coleta, sem aumentar significativamente a queda de pressão.

XIANG e LEE (2005) estudaram a influência do comprimento do ciclone na eficiência de separação. Concluíram que com o aumento do comprimento do tubo de descarga, a diferença entre os tamanhos das partículas coletadas aumenta e o escoamento descendente de sólidos é menor para um tubo prolongado quando comparado com ciclones convencionais. Quando se aumenta o comprimento do ciclone, não há mudanças significativas na velocidade axial, porém a tangencial é influenciada, diminuindo a eficiência de coleta.

JIAO e ZHENG (2007) desenvolveram um modelo que prediz a eficiência de coleta de ciclones. A área interna do ciclone foi dividida em 6 regiões, admitindo-se comportamentos diferentes em relação à velocidade axial. Foram analisadas as influências de mudanças nas condições de operação e nas dimensões do ciclone. O modelo se mostrou eficiente, mesmo modificando-se as dimensões do separador ou condições operacionais, como a temperatura, por exemplo.

CAPÍTULO 3

Materiais e Métodos

A seguir estão descritos os materiais, equipamentos e a metodologia experimental utilizada no desenvolvimento dessa dissertação.

3.1 As partículas utilizadas

Os sólidos utilizados nos experimentos foram partículas suporte para catalisador ou *Fluid Catalytic Cracking* (FCC), esferas de vidro e rocha fosfática. As partículas de FCC são usadas no craqueamento catalítico do petróleo e foram adquiridas junto à *Fabrica Carioca de Catalisadores SA*. As esferas de vidro foram adquiridas com a empresa *Zirtec SA*. A rocha fosfática foi adquirida junto à *Fosfértil SA*. A Tabela 3.1 mostra as propriedades físicas desses sólidos utilizados.

Tabela 3.1: Propriedades físicas das partículas utilizadas.

Material	Faixa de d_{pi} [μm]	d_p [μm]	ρ_s [g/cm^3]	Geldart	Símbolo
Esferas de vidro	7,821-60,87	32,43	2,50	A	EV1
Esferas de vidro	7,821-60,87	29,25	2,50	A	EV2
Esferas de vidro	7,821-60,87	24,47	2,50	A/C	EV3
FCC	26,51-104,8	59,46	2,32 ($\pm 0,003$)	A	FCC1
FCC	7,821-177,3	48,30	2,10 ($\pm 0,084$)	A	FCC2
FCC	0,345-13,52	2,29	1,95 ($\pm 0,102$)	C	FCC3
Rocha fosfática	2,165-122,1	8,99	3,04 ($\pm 0,290$)	C	R. fosfática

As duas esferas de vidro de menores diâmetros médios de Sauter (EV2 e EV3) foram

adquiridas através do peneiramento da esfera de vidro de maior diâmetro médio (EV1).

A rocha fosfática original possuía um diâmetro médio de Sauter de $59,23\mu m$. Para se atingir o diâmetro médio usado nesse trabalho, a partícula original foi levada ao moinho de bolas.

Os diâmetros médios das partícula foram obtidos através do equipamento *MasterSizer Microplus MAF 5001*, adequado para partículas de tamanhos entre $0,1$ e $550\mu m$. Nas análises a velocidade de rotação usada foi de 2500 rpm, para que a amostra fosse bem homogeneizada. As medidas foram feitas em suspensão, utilizando-se água destilada e deionizada. O banho ultrassônico foi usado por um período de $30s$, para evitar aglomeração das partículas. Foi utilizado o dispersante *Calgon*.

As determinações das densidades aparentes dos três tipos de FCC e da rocha fosfática foram feitas através da técnica de picnometria. Foi utilizada água como fluido. Inicialmente, foi medida a massa do picnômetro vazio (m_p), após ter sido colocado em estufa a $100^\circ C$ e resfriado em um dessecador; em seguida colocou-se água no picnômetro até o menisco, a massa (m_{p+a}) e a temperatura foram medidas a fim de se identificar o volume do picnômetro (V_{p+a}). Após esses procedimentos, a água foi retirada do picnômetro e ele foi levado novamente à estufa para que ocorresse a secagem. Depois de resfriado no dessecador, adicionou-se uma fina camada de sólidos ao picnômetro e essa massa foi medida (m_{p+sol}). Foi adicionada uma quantidade de água suficiente para completar metade do volume do picnômetro e então ele foi levado à uma manta aquecedora para que a agitação térmica expulsasse as bolhas. Em seguida a suspensão esfriou e o sólidos decantaram. Após a decantação dos sólidos, completou-se o volume do picnômetro com água e ele foi pesado ($m_{p+a+sol}$), a temperatura também foi medida. A massa da água adicionada foi obtida pela diferença entre a massa do picnômetro com água e sólidos e a massa do picnômetro com sólidos, conhecendo-se a temperatura, encontrou-se o volume da água adicionada, através da densidade da água (ρ_a). A diferença entre o volume total e o volume de água adicionado fornece o volume dos sólidos e como a massa deles foi medida, determinou-se a densidade aparente dos sólidos (ρ_s).

Volume do picnômetro=volume de sólidos + volume de água

$$\frac{m_{p+a} - m_p}{\rho_a} \cong \frac{m_{sol}}{\rho_s} + \frac{m_{p+a+sol} + m_{sol} + m_p}{\rho_a} \quad (3.1)$$

$$\rho_s \cong \frac{\rho_a m_{sol}}{m_{p+a} + m_{sol} + m_{p+a+sol}} \quad (3.2)$$

3.2 Tubulação

A tubulação utilizada na montagem da unidade é de ferro galvanizado com 50,8 mm de diâmetro interno. Utilizou-se uma conexão de borracha com 140x80 mm entre a tubulação e o leito fluidizado, com o intuito de minimizar alguma vibração transmitida pelo compressor.

Para que houvesse a distribuição uniforme de gás no leito, minimizando o efeito de uma curva de 90°, presente no fim da tubulação (essa curva é necessária pois a tubulação é posicionada horizontalmente e o leito verticalmente), foi usado um retificador de ar.

3.3 O leito

O leito fluidizado foi construído em acrílico, para que fosse possível a observação física da operação; possui 100 mm de diâmetro, 1650 mm de altura e 5 mm de espessura da parede. O plenum com 98 mm de comprimento e 100 mm de diâmetro interno foi acoplado ao leito por meio de flanges. O flange que esta acoplado ao plenum, foi rebaixado 3 mm para se colocar o distribuidor de ar, que foi recoberto por uma tela de nylon com abertura de 10 mesh para evitar a passagem de partículas, principalmente as do tipo Geldart C. Na base da coluna esteve presente um sistema de flanges para permitir a troca do distribuidor de ar. No corpo do leito foram confeccionados seis pontos de amostragem de sinal de pressão. Utilizou-se uma placa sinterizada de 3 mm de espessura confeccionada em bronze, como distribuidor de gás no leito.

3.4 As medidas de velocidade

As medidas de velocidade e temperatura do ar de fluidização para o leito e para o ar de saída do *overflow* do ciclone, foram realizados com o termoanemômetro da marca *VelociCalc Plus* e modelo 8384–M, as faixas de operação desse equipamento se encontram na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Faixas de operação para o termoanemômetro utilizado.

Variáveis	Faixa de operação	Precisão
Velocidade	0 à 50 m/s	$\pm 0,015$ m/s
Temperatura	-18 à 93°C	$\pm 0,3$ °C

3.5 As tomadas de pressão

Utilizou-se um transdutor diferencial *Cole-Parmer* modelo 68071 com sinal de saída de $4 - 20 \text{ mA}$ e *range* de $0 - 25 \text{ inH}_2\text{O}$, a saída desse transdutor foi equipada com um resistor para converter os sinais de corrente em voltagem. Esses sinais foram enviados para a placa de aquisição de dados A/D (PCI 6023E, com capacidade de amostrar até 200 kS/s e resolução de 12-bits em 16 entradas analógicas). As tomadas de pressão foram posicionadas 24 mm abaixo da placa distribuidora e 70 mm acima dela. Os sinais digitais foram processados e analisados num microcomputador com o auxílio do *Software LabVIEW for Windows*. A frequência de coleta do sinal de pressão no leito foi ajustada através desse *software*. Os sinais adquiridos foram utilizados nas duas metodologias experimentais de identificação das velocidades de mínima fluidização; esses sinais adquiridos foram de queda de pressão (método convencional) e de desvio padrão da pressão no leito (método do desvio padrão da pressão no leito).

3.6 O software LabVIEW

Na aquisição dos dados de pressão foi usado o *Software LabVIEW*, devido à facilidade e à sua eficiência de operação, fatores que reduzem o tempo de desenvolvimento dos trabalhos. Esse *software* é flexível e desempenha uma linguagem de programação robusta, sem grandes complexidades.

Ao contrário da linguagem de programação texto, onde instruções determinam a execução do programa, o *LabVIEW*, emprega o fluxo de dados para determinar essa execução. As ferramentas e objetos usadas para os cálculos no *LabVIEW* se encontram no painel frontal em forma de ícones. Então são acrescentados códigos usando representações gráficas de funções para controlar os objetos do painel frontal. As ferramentas, objetos e códigos citados estão presentes no diagrama de blocos, que quando corretamente organizado, se assemelha a um fluxograma. O painel frontal e o diagrama de blocos utilizados para aquisição de dados de pressão na obtenção experimental das velocidades de mínima fluidização das partículas são apresentados no APÊNDICE A .

3.7 O ciclone

O ciclone utilizado para a separação das partículas foi construído em aço inox, possui tubo vortex e é do tipo *dipleg*. O esquema com as medidas desse separador encontra-se na Figura 3.1.

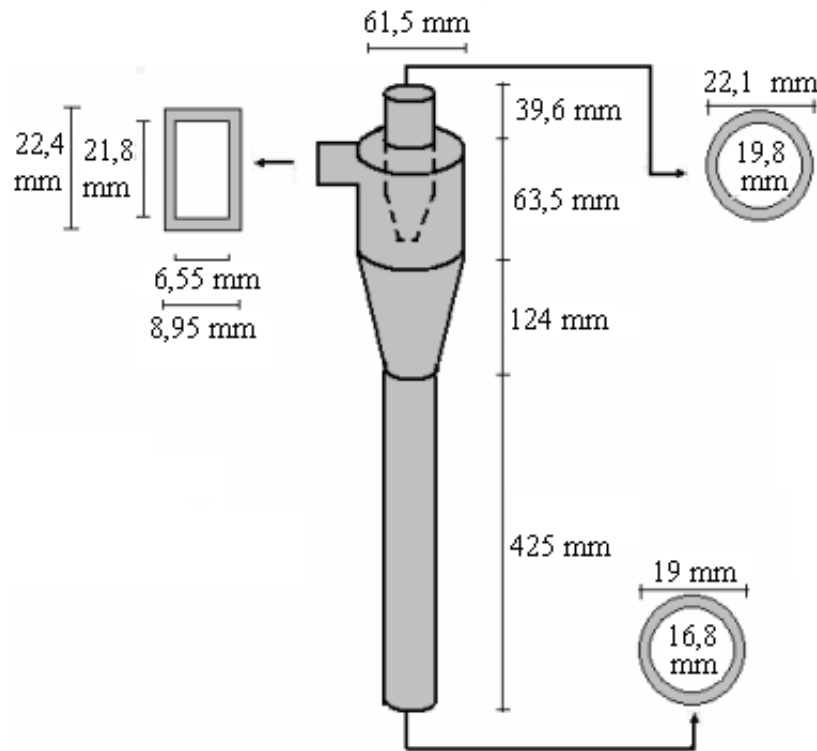


Figura 3.1: Dimensões do ciclone *dipleg* utilizado.

Pode-se observar na Figura 3.1 que a entrada do ciclone é retangular e sabe-se que a saída do leito fluidizado é circular, assim, foi utilizado um bocal, construído também em aço inox, que faz, de forma suave, a transição entre essas formas geométricas.

3.8 A unidade experimental

A Figura 3.2 mostra a unidade experimental utilizada para o desenvolvimento deste trabalho.

Seguindo a numeração para cada componente da unidade experimental temos: um compressor centrífugo (1) que forneceu o ar utilizado para a fluidização; um filtro (2) na entrada de ar do compressor para evitar possíveis danos ao termoaquímetro; duas válvulas tipo gaveta (3) para controlar a vazão de ar para o leito, a primeira válvula foi instalada em um sistema de *bypass* para que fosse possível a diminuição da vazão de ar para a tubulação que leva ar ao leito e a segunda válvula foi instalada para se controlar a efetiva vazão de ar para o leito; as velocidades e temperaturas do ar de fluidização e da tubulação de saída do ciclone foram medidas por termoaquímetros (4); o transdutor diferencial de pressão (5) possui um sinal de saída de corrente (0-20 mA), portanto na saída do transdutor foi instalado um resistor para que fosse enviado um sinal de voltagem

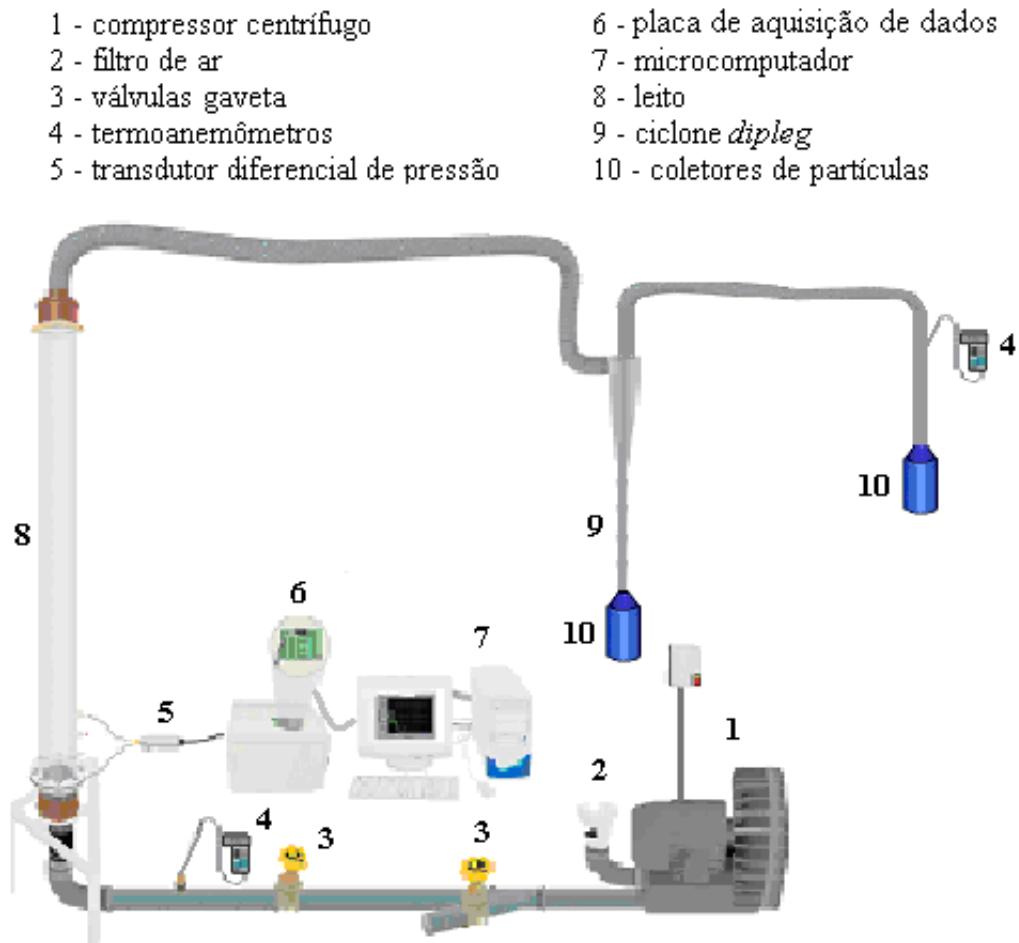


Figura 3.2: Esquema da unidade experimental.

(0-10 V) para a placa de aquisição de dados (6), a referida placa converte os sinais de voltagem para a forma digital; os sinais digitais foram processados e analisados em um microcomputador (7) com o auxílio do *Software LabVIEW for Windows*; o leito fluidizado (8) foi acoplado ao ciclone *dipleg* (9) por meio de uma mangueira de borracha; conectados ao *underflow* e ao *overflow* do ciclone estiveram dois coletores de partículas (10).

3.9 Metodologia experimental

3.9.1 Caracterização fluidodinâmica

Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora

Para se avaliar a queda de pressão provocada pela placa distribuidora de gás, foram adquiridos pontos de velocidade do gás e queda de pressão no leito, sem a presença de sólidos.

A permeabilidade é a propriedade de um meio poroso que indica a maior ou menor facilidade à passagem do fluido através de seus poros. O escoamento do fluido provoca uma perda de energia, refletida na forma de queda de pressão ao longo do meio poroso. A permeabilidade da placa é analisada identificando-se a constante de permeabilidade Darciana (K), DARCY (1856) *apud* INNOCENTINI E PANDOLFELLI (1999):

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\mu_g u_0}{K} \quad (3.3)$$

Sendo L a espessura do meio poroso e K a constante de permeabilidade Darciana. A correlação de Darcy é simples e separa as influências do fluido (μ_g), do escoamento do gás (u_0) e do meio poroso (K) na queda de pressão. Essa correlação é adequada para baixas velocidades do gás.

Determinação do número de pontos amostrados

Na determinação do número de pontos a serem amostrados na aquisição de dados, foi utilizada a metodologia de WILKINSON (1995). Segundo a qual deve-se definir a carga de material que se deseja trabalhar e a velocidade do gás de fluidização. Em seguida, são coletados dados de flutuação de pressão para diferentes números de amostras, o menor número de amostras utilizado foi 1000 e o maior 15000; com o *Software LabVIEW*, determina-se o desvio padrão da queda de pressão para cada número de pontos amostrados e com o gráfico de desvio padrão normalizado (em relação ao maior valor de desvio encontrado) em função do número de pontos amostrados, determina-se o número ideal de pontos a ser usado.

Caracterização fluidodinâmica das partículas

Para se obter experimentalmente as velocidades de mínima fluidização das partículas, o leito foi alimentado com os materiais até uma altura de aproximadamente 8 *cm* para todos os casos.

A seguir, a válvula de controle de vazão de gás foi ajustada, para cada partícula, à uma velocidade na qual o leito apresentasse fluidização turbulenta (sem arraste). Após o ajuste, foi feita a desfluidização do leito, diminuindo-se a velocidade do gás gradualmente em cerca de 0,01 *m/s*.

Para cada velocidade diferente na desfluidização do leito, os dados de queda de pressão e de desvio padrão foram adquiridos usando-se o transdutor diferencial conectado à placa

de aquisição de dados, por sua vez, conectada ao microcomputador, que processou o sinal utilizando o *Software LabVIEW*.

3.9.2 Fluxo de arraste

Para se analisar experimentalmente o fluxo de arraste no leito, para as sete tipos de partículas, foram utilizadas três diferentes velocidades do gás de fluidização. As velocidades no leito foram de: 0,26; 0,31 e 0,36 *m/s*. Esses valores foram escolhidos para que se analisasse o fluxo de arraste na condição de fluidização rápida, que é o regime usado em sistemas circulantes. Nas análises de fluxo de arraste também foram usados leitos de partículas de aproximadamente 8 *cm* de altura.

Para se utilizar os modelos para previsão do fluxo de arraste, foram coletadas amostras de cada tipo de sólido, antes de se iniciar a fluidização. Para se obter a análise de frações mássicas e diâmetros presentes em cada material, foi utilizado o equipamento *Malvern MasterSizer*.

Para se determinar o fluxo de arraste experimental para cada partícula, em cada velocidade diferente, foram coletadas, em um determinado tempo, as cargas que deixam o ciclone pelo *overflow* e pelo *underflow* e também a carga que fica retida na mangueira que conecta o leito ao ciclone. As cargas retidas eram transferidas para recipientes que eram levados à uma balança analítica; a balança era previamente ajustada, para que os pesos dos recipientes fossem descartados.

O fluxo de arraste experimental foi determinado segundo:

$$G_s \text{ experimental} = \frac{M_u + M_o + M_{mang}}{tA_{leito}} \quad (3.4)$$

Onde M_u é a massa coletada no *underflow* do ciclone, M_o a massa coletada no *overflow*, M_{mang} a massa retida na mangueira, t o tempo em que o ensaio ocorreu e A_{leito} a área da seção transversal do leito fluidizado.

3.9.3 Eficiência global de coleta do ciclone

Para se determinas as eficiências de coleta teóricas do ciclone, foi necessário a obtenção das velocidades superficiais do gás no *overflow* do ciclone. Sabe-se que anemômetros não podem ser usados para medir velocidades de fluxos com presença de sólidos, pois os sólidos podem desativar esse equipamento quando em contato com o sensor; assim, o anemômetro

era posicionado no tubo de saída do ciclone após o arraste completo ter ocorrido.

Na determinação experimental da eficiência global de coleta do ciclone, comparou-se a massa que deixa o ciclone pelo *underflow*, com a massa total alimentada ao ciclone, segundo a seguinte equação:

$$\eta_{0exp} = \frac{M_u}{M_s} \quad (3.5)$$

Onde M_u é a massa de partículas coletada no *underflow* do ciclone e M_s a massa total que entra no separador.

$$M_s = M_u + M_o \quad (3.6)$$

CAPÍTULO 4

Resultados e Discussões

4.1 A caracterização fluidodinâmica

4.1.1 Caracterização fluidodinâmica da placa distribuidora

Para a aquisição correta de dados de pressão é necessário se construir uma curva característica que relaciona a queda de pressão na placa distribuidora de ar à velocidade do gás. Com um ajuste linear para a curva encontrada obtém-se a queda de pressão na placa para cada velocidade do gás de fluidização. A Figura 4.1 mostra o ajuste dos pontos que relacionam queda de pressão na placa à velocidade superficial do gás no leito.

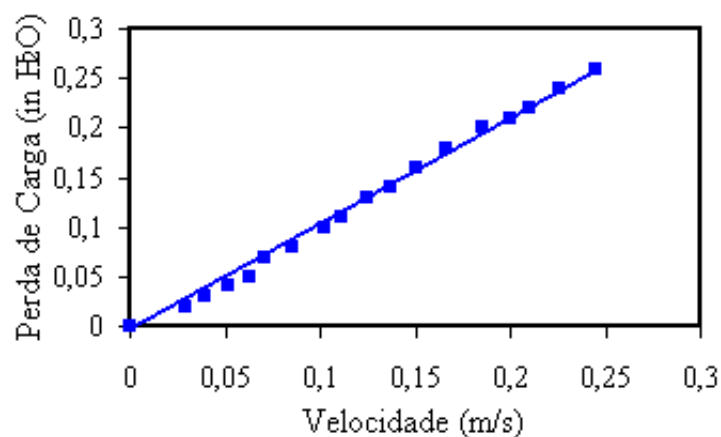


Figura 4.1: Queda de pressão na placa distribuidora de gás.

Com a linearização, encontra-se a relação: $\Delta P = 1,1158u_0 - 0,01174$, com coeficiente de regressão $R^2=0,994$. Observa-se nesse ajuste que para $u_0 = 0$, $\Delta P \neq 0$, uma causa para tal discordância pode ser a presença de ruídos durante o processo, causado, principalmente, pelo compressor centrífugo.

Para cada queda de pressão adquirida na operação de fluidização, diminui-se o valor referente à placa distribuidora. Esse procedimento foi adotado já que foram observados problemas de formação de bolhas quando o ponto de amostragem de pressão foi localizado logo acima da placa distribuidora. E devido a presença dessas bolhas foram percebidas imprecisões nas medidas de queda de pressão.

Para se avaliar a permeabilidade da placa, considera-se:

$$\Delta P = yu_0 \quad (4.1)$$

Sendo:

$$y = \frac{\mu_g L}{K} \quad (4.2)$$

Para a temperatura usada nos ensaios, $\mu_g = 1,84 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$ e sabe-se que a espessura da placa distribuidora de gás é de $0,003 \text{ m}$. Os valores de queda de pressão adquiridos pelo *Software LabVIEW*, possuem a unidade de *in H₂O* (como apresentado na Figura 4.1) e para que fossem usados na equação de Darcy, foram transformados para $\text{kg/ms}^2 \text{ (Pa)}$. Ajustando-se os dados de u_0 e ΔP , encontrou-se um valor de $y = 240,39 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Assim a constante de permeabilidade Darciana foi identificada: $K = 2,29 \times 10^{-10} \text{ m}^2$.

4.1.2 O número de pontos amostrados

A aquisição de dados pode depender do número de pontos amostrados. Deve-se usar um número de pontos que não influencie no desvio padrão a ser adquirido. A Figura 4.2 apresenta a variação do desvio padrão com o número de pontos amostrados.

Neste trabalho observou-se que para números de pontos amostrados maiores que 4000, o desvio padrão permanecia constante. Assim, foi adotado um número de pontos amostrados de 5000.

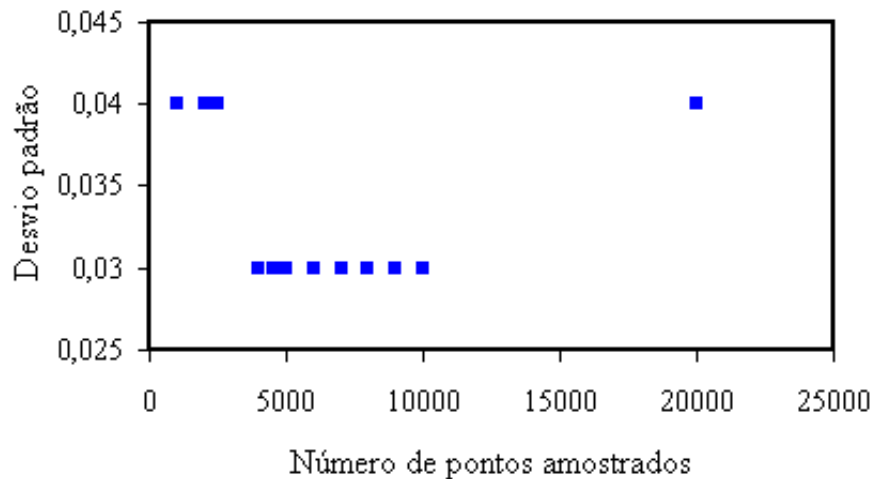


Figura 4.2: Relação entre desvio padrão da pressão e número de pontos amostrados.

4.1.3 Caracterização fluidodinâmica das partículas

As partículas utilizadas foram caracterizadas determinando-se experimentalmente as velocidades de mínima fluidização das mesmas.

Os dois métodos experimentais (QP e DP), anteriormente citados, foram utilizados. Os resultados obtidos foram comparados à algumas correlações para previsão desse parâmetro: Ergun (1952), Wen e Yu (1966) e Grawel e Saxena (1980).

As Figuras 4.3, 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, 4.8 e 4.9 mostram os resultados experimentais para as velocidades de mínima fluidização, utilizando-se o método da queda de pressão no leito e o método do desvio padrão da pressão no leito. Os resultados são apresentados para as partículas EV1, EV2, EV3, FCC1, FCC2, FCC3 e R. fosfática, respectivamente.

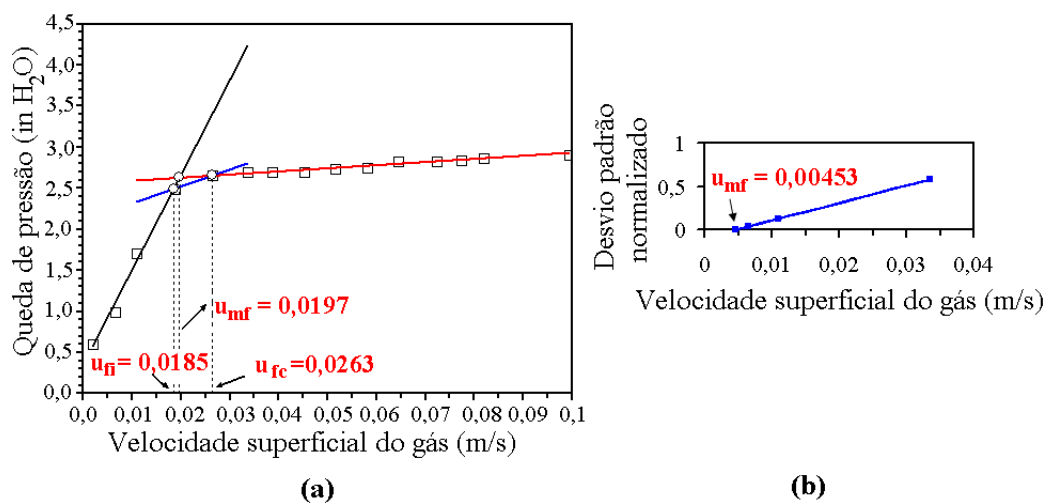


Figura 4.3: Caracterização da condição de mínima fluidização para EV1: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

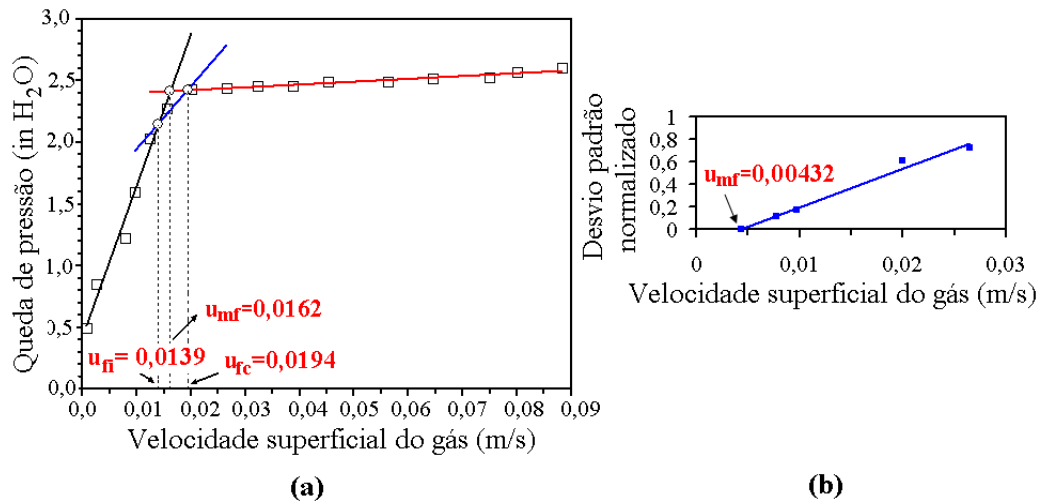


Figura 4.4: Caracterização da condição de mínima fluidização para EV2: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

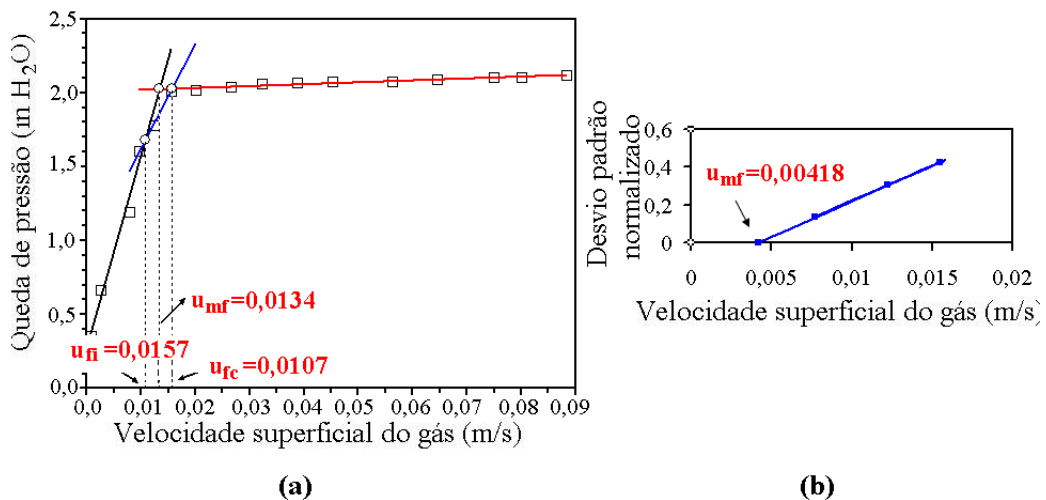


Figura 4.5: Caracterização da condição de mínima fluidização para EV3: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

Para as esferas de vidro observa-se que nos dois métodos experimentais, as velocidades de mínima fluidização encontradas diminuem à medida que diminui o diâmetro médio das partículas. As velocidades incipientes e de fluidização completa também apresentam o mesmo comportamento em relação ao diâmetro médio dos materiais. Os dois métodos apresentam resultados bastante distintos entre si, sendo que o método da queda de pressão apresentou resultados superiores aos do método do desvio padrão.

Observa-se nas Figuras 4.6 e 4.7 que o material com menores diâmetro médio e densidade aparente (FCC2) apresenta velocidades incipientes, de mínima fluidização e completa, menores que a do material maior e mais denso (FCC1). Novamente os resultados dos dois métodos apresentaram grandes desvios entre si, sendo que o método da queda de pressão apresentou valores superiores aos do método do desvio padrão.

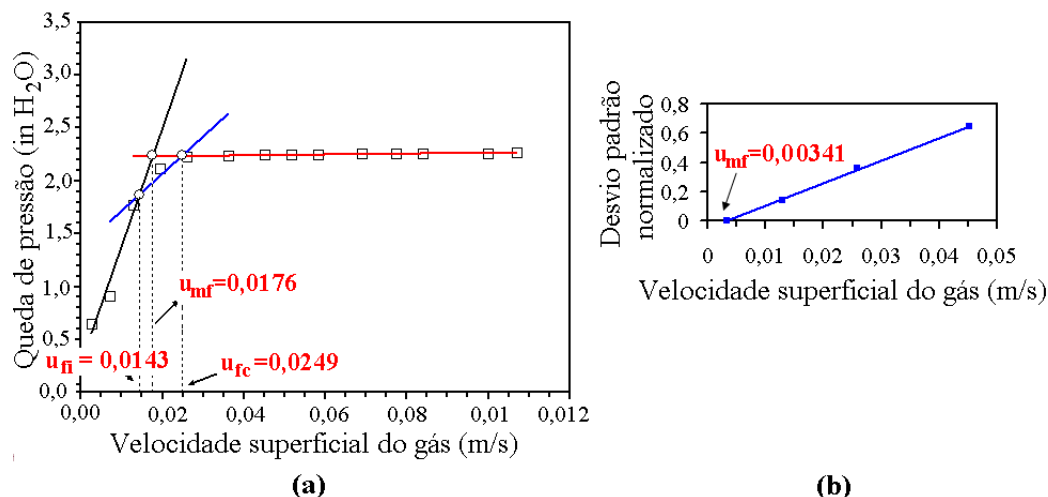


Figura 4.6: Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC1: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

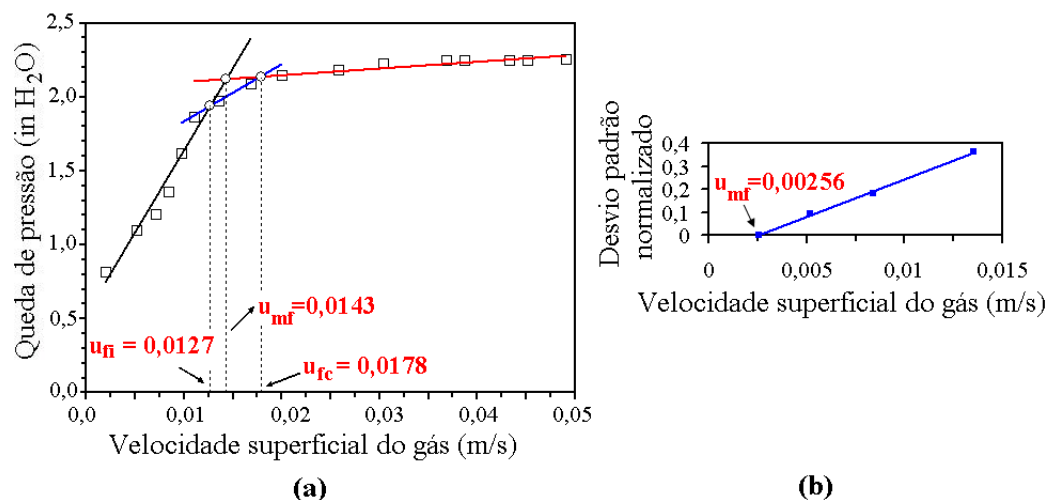


Figura 4.7: Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC2: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

Nas Figuras 4.8 e 4.9 percebe-se que o FCC3 e a rocha fosfática, partículas classificadas como Geldart C, apresentaram os maiores desvios entre os dois métodos experimentais. O FCC3 e a R. Fosfática possuem propriedades coesivas e apresentaram formação de aglomerados na desfluidização do leito, assim a velocidade de mínima fluidização foi identificada experimentalmente para a mistura composta por partículas livres e aglomerados de diversos tamanhos.

Os valores de velocidades de mínima fluidização obtidos nos gráficos e os previstos pelas três correlações utilizadas são mostrados na Tabela 4.1.

Para todas as partículas investigadas os valores obtidos pelo método do desvio padrão da pressão no leito foram mais próximos dos previstos pelas equações do que os valores obtidos pelo método de variação da queda de pressão. Porém o método do desvio padrão

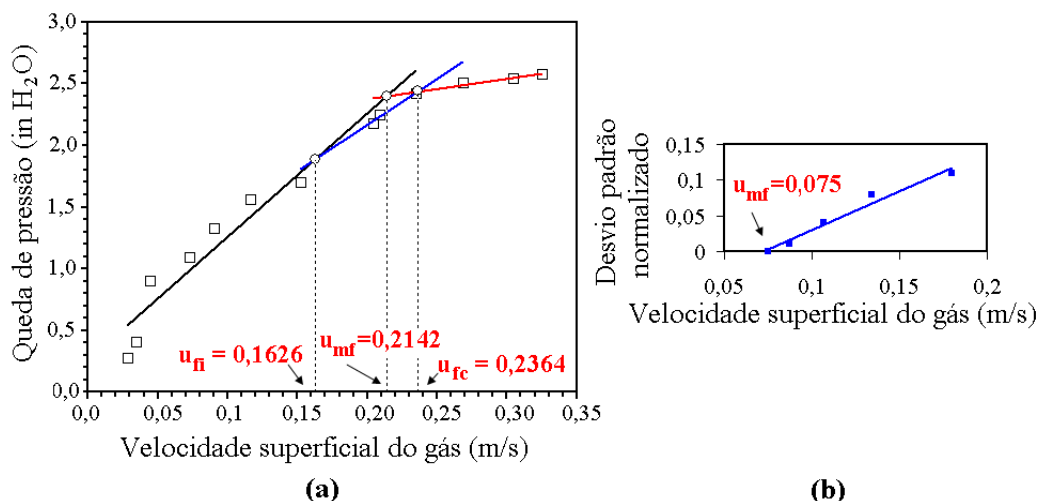


Figura 4.8: Caracterização da condição de mínima fluidização para FCC3: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

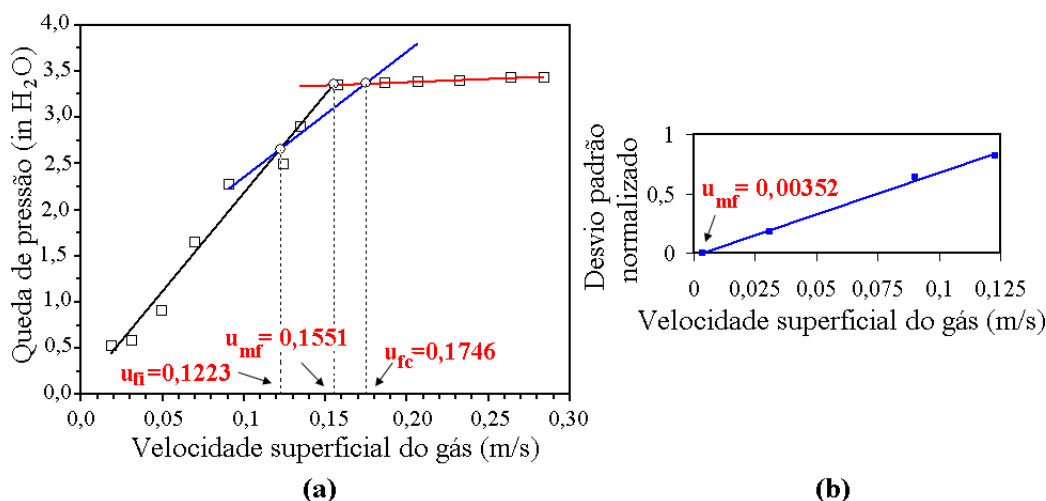


Figura 4.9: Caracterização da condição de mínima fluidização para R. fosfática: (a) Método da queda de pressão no leito, (b) Método do desvio padrão da pressão no leito.

Tabela 4.1: Resultados experimentais e valores previstos para as velocidades de mínima fluidização.

Materiais	QP [m/s]	DP [m/s]	Ergun [m/s]	Wen e Yu [m/s]	Grewal e Saxena [m/s]
EV1	0,0197	0,00453	0,00088	0,00088	0,00101
EV2	0,0162	0,00432	0,00069	0,00069	0,00081
EV3	0,0134	0,00418	0,00047	0,00047	0,00055
FCC1	0,0176	0,00341	0,00264	0,00264	0,00306
FCC2	0,0143	0,00256	0,00158	0,00158	0,00183
FCC3	0,2142	0,07500	0,0000033	0,0000033	0,0000038
R. fosfática	0,1551	0,00352	0,0000788	0,0000788	0,0000913

não se mostrou preciso. Algumas razões para tais diferenças entre os valores experimentais e previstos são que a precisão do anemômetro utilizado é de $0,015\text{m/s}$, como essa velocidade era medida no tubo de metal conectado ao leito, a velocidade efetiva do gás

no leito era de $0,004m/s$ e os resultados das correlações para as partículas apresentam valores menores que este; outra razão possível é que as partículas são finas e durante a desfluidização dos leitos foi observada a formação de canais preferenciais, no caso das partículas FCC3 e R. fosfática, foi percebida também a presença de aglomerados e esses fatos podem ter influenciado nas medidas de pressão.

Como citado, foram verificados desvios significativos nos resultados experimentais e previstos pelas correlações utilizadas. Portanto não foi possível identificar entre os métodos experimentais e correlações empíricas, qual o mais adequado para se determinar os valores de u_{mf} para as partículas analisadas. Diferenças entre valores experimentais e previstos para u_{mf} também foram observadas por MARQUES (2004), que avaliou esse parâmetro para sete tipos de partículas com diâmetros entre $6,0$ e $576,6 \mu$ e densidades aparentes entre $2,25$ e $2,32 g/cm^3$.

4.2 Fluxo de arraste

4.2.1 Influência da velocidade do gás no leito

Os resultados experimentais foram comparados ao fluxos de arraste calculados pelos três modelos citados: Lin (1980), Zenz e Weil (1985) e Tasirin e Geldart (1998). A segunda correlação citada foi a que melhor se adequou aos dados experimentais, as demais correlações apresentaram grandes desvios (nos dois casos, maiores que 50%) em relação a eles. Assim, o cálculo teórico do fluxo de arraste foi feito da seguinte forma:

Para o cálculo da constante de arraste usou-se o modelo de Zenz e Weil : $\frac{k_i^*}{\rho_g u_0} = 1,26 \cdot 10^7 \left(\frac{u_o^2}{gd_{pi}\rho_s^2} \right)^{1,88}$, para $\left(\frac{u_o^2}{gd_{pi}\rho_s^2} \right) < 3,10 \times 10^{-4} \frac{m^6}{kg^2}$. Para todas as partículas, nas velocidades utilizadas, os valores de $\left(\frac{u_o^2}{gd_{pi}\rho_s^2} \right)$ são menores que $3,10 \times 10^{-4} \frac{m^6}{kg^2}$.

Considera-se as frações mássicas de partículas arrastáveis presentes no material fluidizado, nas diferentes velocidades do gás de fluidização do leito, e usa-se $G_s = \sum x_i k_i^*$ para se determinar o fluxo de arraste. Portanto, deve-se determinar quais diâmetros, presentes no leito de cada material, são arrastáveis. As velocidades terminais são calculadas utilizando-se o modelo de Haider e Levenspiel, anteriormente citado. As distribuições granulométricas dos materiais foram analisadas no equipamento *MasterSizer Microplus MAF 5001*.

A Tabela 4.2 mostra a distribuição granulométrica e as velocidades de transporte para

cada d_{pi} presente nas esferas de vidro do tipo 1, com $d_p = 32,43 \mu\text{m}$.

Tabela 4.2: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV1.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
7,821	0,0024	C	0,0036
10,60	0,0054	C	0,0066
14,39	0,0195	C	0,0121
19,53	0,0711	C	0,0221
26,51	0,1998	A	0,0403
35,98	0,4010	A	0,0728
48,83	0,2850	A	0,1301
60,87	0,0158	A	0,1954

Percebe-se que para EV1 todas as partículas são arrastáveis, já que as velocidades do gás de fluidização utilizadas (0,26; 0,31 e 0,36 m/s) são maiores que as velocidades terminais para todos os valores de d_{pi} . Observa-se também que a porcentagem mássica de partículas do tipo Geldart C presente nesse material é de 9,84%.

A Tabela 4.3 mostra os resultados experimentais e previstos, utilizando-se a equação de Zenz e Weil para determinar a constante de fluxo de arraste (k_i^*). Na Figura 4.10 os valores experimentais e previstos são comparados para as partículas EV1.

Tabela 4.3: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV1.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [$\text{kg/m}^2\text{s}$]	G_s previsto [$\text{kg/m}^2\text{s}$]
0,26	0,0304	0,0172
0,31	0,0476	0,0398
0,36	0,1005	0,0811

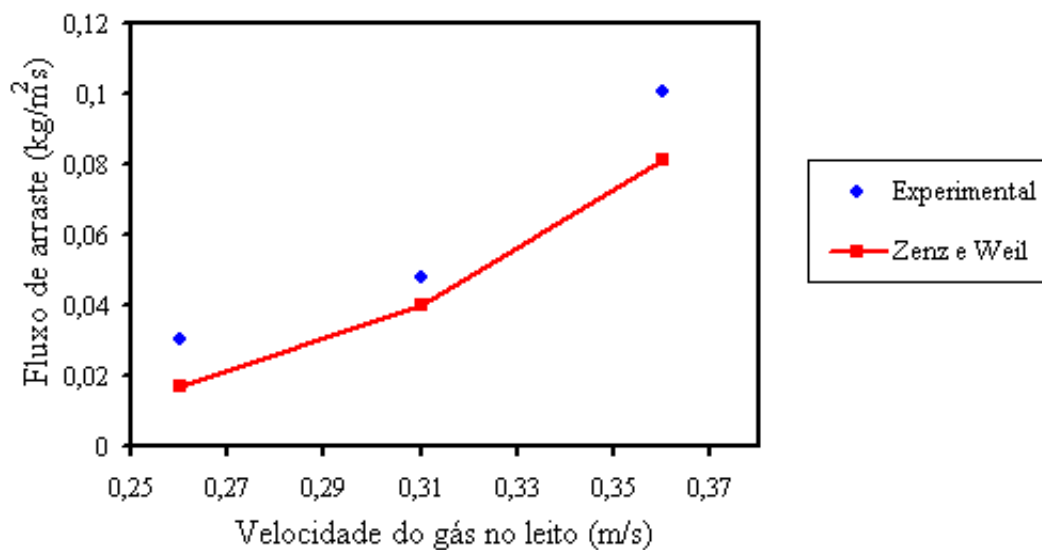


Figura 4.10: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV1.

A Tabela 4.4 mostra a distribuição granulométrica e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas esferas de vidro do tipo 2, com $d_p = 29,25 \mu m$. Para esse material, novamente, todas as partículas presentes são arrastáveis. Existe uma porcentagem mássica de 11,54% de partículas do tipo Geldart C.

Tabela 4.4: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV2.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
7,821	0,0012	C	0,0036
10,60	0,0056	C	0,0066
14,39	0,0149	C	0,0121
19,53	0,0937	C	0,0221
26,51	0,3491	A	0,0403
35,98	0,4430	A	0,0728
48,83	0,0925	A	0,1301
60,87	0,0000	A	0,1954

A Tabela 4.5 mostra os valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV2. Na Figura 4.11 está a comparação entre esses valores.

Tabela 4.5: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV2.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [$kg/m^2 s$]	G_s previsto [$kg/m^2 s$]
0,26	0,0602	0,0200
0,31	0,0964	0,0462
0,36	0,1762	0,0942

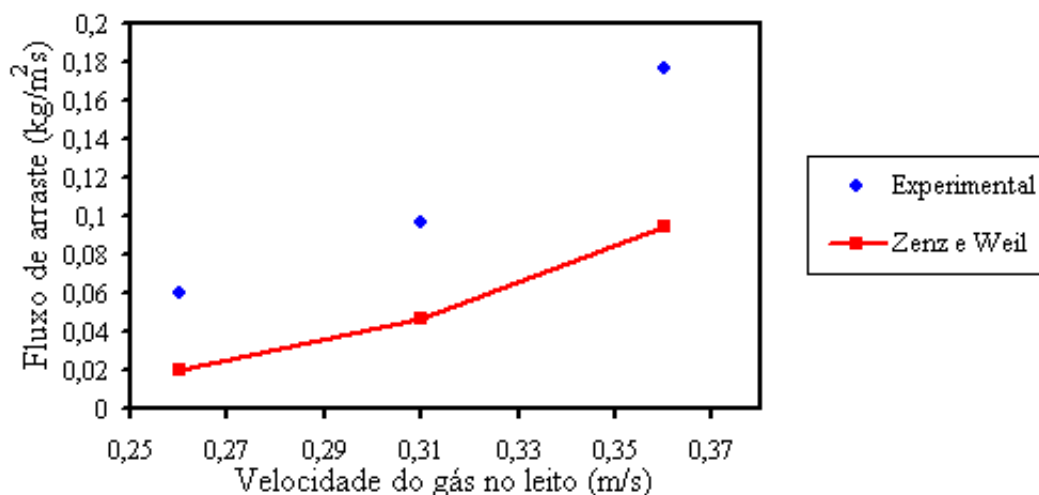


Figura 4.11: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV2.

A Tabela 4.6 apresenta as frações mássicas e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas esferas de vidro do tipo 3, com $d_p = 24,47 \mu m$. Observa-se que todas as partículas presentes no leito analisado são também arrastáveis e o material EV3 possui uma porcentagem mássica de partículas Geldart C de 27,62%.

A Tabela 4.7 apresenta os valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste dos sólidos EV3.

Tabela 4.6: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para EV3.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
7,821	0,0051	C	0,0036
10,60	0,0161	C	0,0066
14,39	0,0513	C	0,0121
19,53	0,2033	C	0,0221
26,51	0,4382	A	0,0403
35,98	0,2694	A	0,0728
48,83	0,0166	A	0,1301
60,87	0,0000	A	0,1954

Tabela 4.7: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV3.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [kg/m^2s]	G_s previsto [kg/m^2s]
0,26	0,0737	0,0285
0,31	0,1249	0,0657
0,36	0,1804	0,0954

Na Figura 4.12 compara-se os valores de fluxo de arraste experimentais e previstos para as partículas EV3.

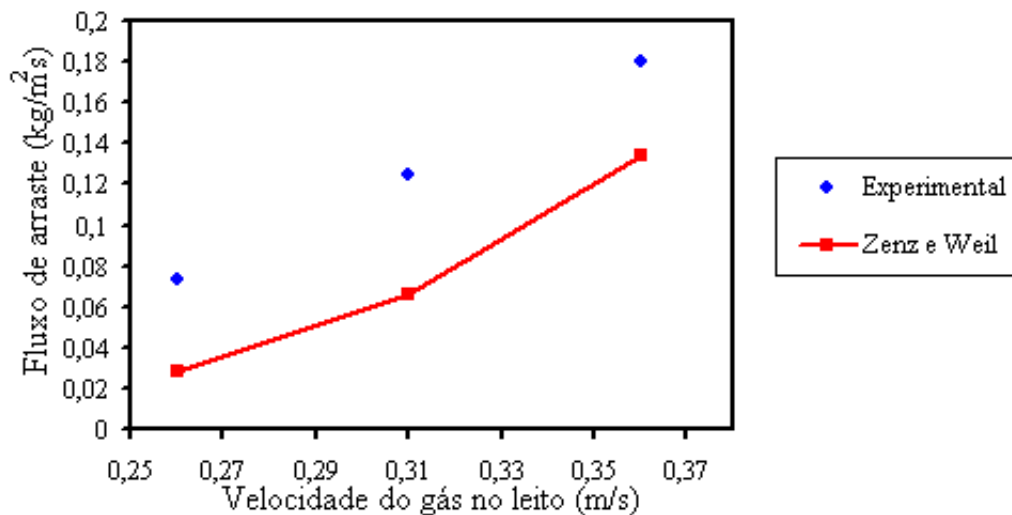


Figura 4.12: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de EV3.

Para os três tipos de esferas de vidro observa-se que o fluxo de arraste aumenta com o incremento da velocidade superficial do gás e que a correlação de Zenz e Weil subestimou os valores experimentais encontrados nesse trabalho. Como foi citado, essa correlação foi desenvolvida utilizando-se leitos compostos por partículas diferentes de esferas de vidro,

compostos por partículas de FCC, com diâmetros médios de Sauter entre 40 e 200 μm . As esferas de vidro utilizadas nesse trabalho, possuem diâmetros médios menores que 40 μm e esses fatos são justificativas para as diferenças entre valores previstos e experimentais.

A Tabela 4.8 mostra a distribuição granulométricas e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas partículas de FCC do tipo 1, com $d_p = 59,46 \mu m$. Observa-se que para FCC1, existem dois valores de d_{pi} (77,21 e 104,8 μm) não arrastáveis na velocidade de 0,264 m/s e para as outras velocidades usadas no trabalho a partícula de $d_{pi} = 104,8 \mu m$ não é arrastável. Não existem partículas classificadas como Geldart C nesse material.

Tabela 4.8: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC1.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
26,51	0,0025	A	0,0375
35,98	0,0468	A	0,0677
48,83	0,2951	A	0,1211
60,87	0,2607	A	0,1826
77,21	0,3567	A	0,2811
104,8	0,0372	B	0,4778

A Tabela 4.9 mostra os valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC1. Na Figura 4.13 está a comparação desses valores.

Tabela 4.9: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC1.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [kg/m^2s]	G_s previsto [kg/m^2s]
0,26	0,00758	0,0077
0,31	0,01258	0,0156
0,36	0,02854	0,0317

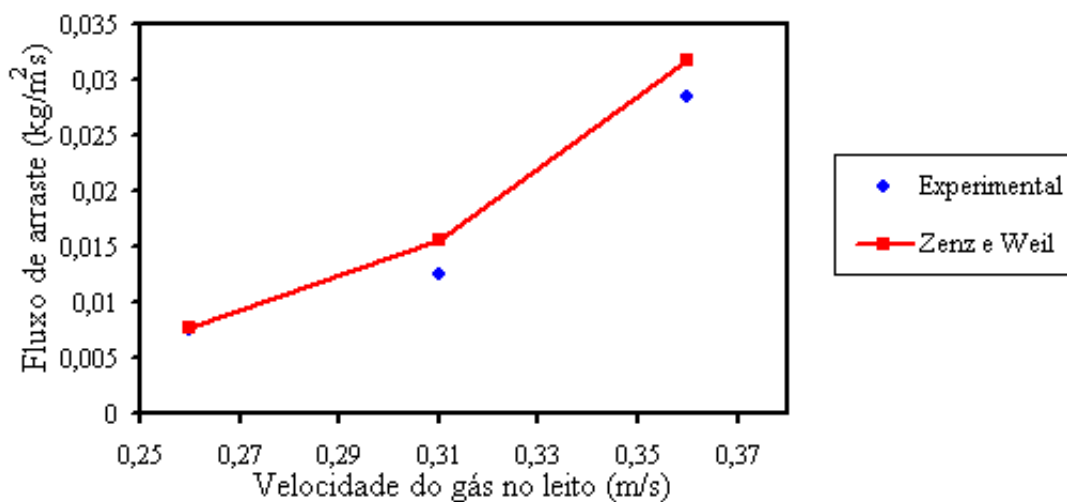


Figura 4.13: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC1.

A Tabela 4.10 mostra a distribuição granulométrica e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas partículas de FCC do tipo 2, com $d_p = 48,30 \mu m$. Percebe-se que existem partículas não arrastáveis e considerando-se todas as condições de velocidades do gás de fluidização, deve-se utilizar como maior d_{pi} arrastável o valor de $77,21 \mu m$. Assim os diâmetros de $104,8$; $142,2$ e $177,3 \mu m$ não fazem parte do somatório de fluxos individuais das partículas: $G_s = \sum x_i k_i^*$. Observa-se também que FCC2 possui uma porcentagem mássica de sólidos do tipo Geldart C de $6,04\%$. A Tabela 4.11 mostra os resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste das partículas FCC2. A Figura 4.14 apresenta a comparação entre esses valores.

Tabela 4.10: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC2.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
7,821	0,0059	C	0,0030
10,60	0,0078	C	0,0056
14,39	0,0138	C	0,0102
19,53	0,0329	C	0,0187
26,51	0,0762	A	0,0339
35,98	0,1178	A	0,0615
48,83	0,1592	A	0,1101
60,87	0,0981	A	0,1663
77,21	0,2221	A	0,2564
104,8	0,1928	A	0,4374
142,2	0,0655	B	0,7208
177,3	0,0079	B	1,0071

Tabela 4.11: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC2.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [$kg/m^2 s$]	G_s previsto [$kg/m^2 s$]
0,26	0,0201	0,0195
0,31	0,0407	0,0451
0,36	0,0775	0,0918

Para os dois tipos de FCC classificados como Geldart A (FCC1 e FCC2) observa-se que o fluxo de arraste também aumenta com o incremento da velocidade. A correlação de Zenz e Weil superestimou os valores experimentais encontrados no presente trabalho. As diferenças entre valores experimentais e previstos são menores que para as esferas de vidro. A correlação utilizada foi desenvolvida para esse tipo de sólidos (FCC) e as partículas de FCC1 e FCC2 possuem diâmetros médios dentro da faixa considerada adequada para tal modelo, esses fatos são justificativas para os menores desvios entre valores experimentais e previstos para FCC1 e FCC2 quando comparados aos desvios para EV1, EV2 e EV3.

A Tabela 4.12 apresenta a distribuição granulométrica e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas partículas de FCC do tipo 3, com $d_p = 2,29 \mu m$. Observa-se que todas as partículas de FCC3 são arrastáveis e possuem velocidades de transporte bem

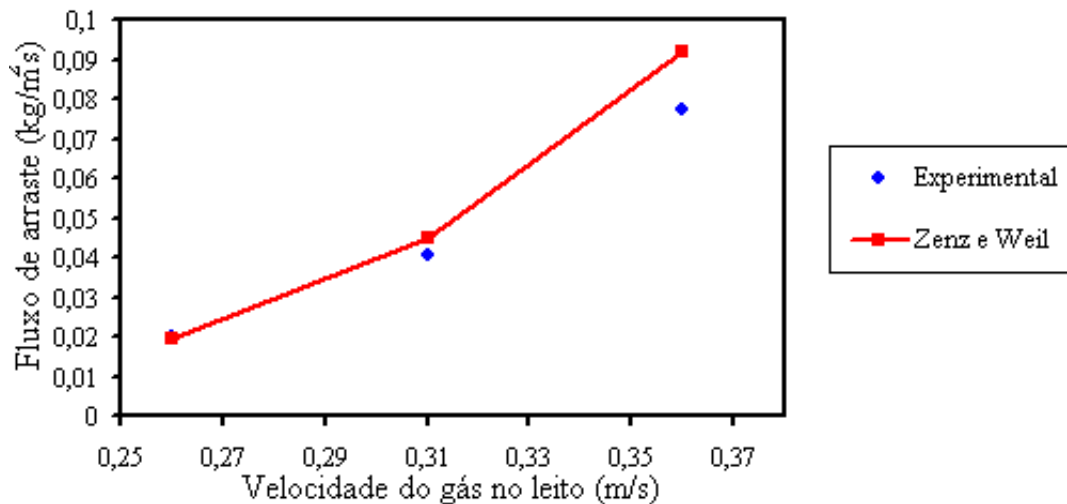


Figura 4.14: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC2.

menores que as utilizadas na fluidização. Esse material possui porcentagem mássica de partículas Geldart C de 100%.

Tabela 4.12: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para FCC3.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
0,345	0,0036	C	0,0000052
0,545	0,0206	C	0,0000138
0,865	0,0553	C	0,0000347
1,370	0,1321	C	0,0000871
2,165	0,2354	C	0,0002173
3,420	0,2126	C	0,0005419
5,410	0,1884	C	0,0013542
8,555	0,0912	C	0,0033767
13,52	0,0608	C	0,0083928

A Tabela 4.13 mostra os valores previstos e experimentais para fluxo de arraste de FCC3. A Figura 4.15 apresenta a comparação dos resultados para essas partículas.

Tabela 4.13: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC3.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [kg/m^2s]	G_s previsto [kg/m^2s]
0,26	0,00046	8,8145
0,31	0,00087	20,373
0,36	0,00104	41,512

A Tabela 4.14 mostra a distribuição granulométrica e as velocidades de transporte para cada d_{pi} presente nas partículas de Rocha fosfática, com $d_p = 8,99 \mu m$. As partículas com diâmetros médios de $84,58 \mu m$ e $122,08 \mu m$ possuem velocidades de transporte maiores que as utilizadas no trabalho, assim não são arrastáveis. Observa-se que o material R.

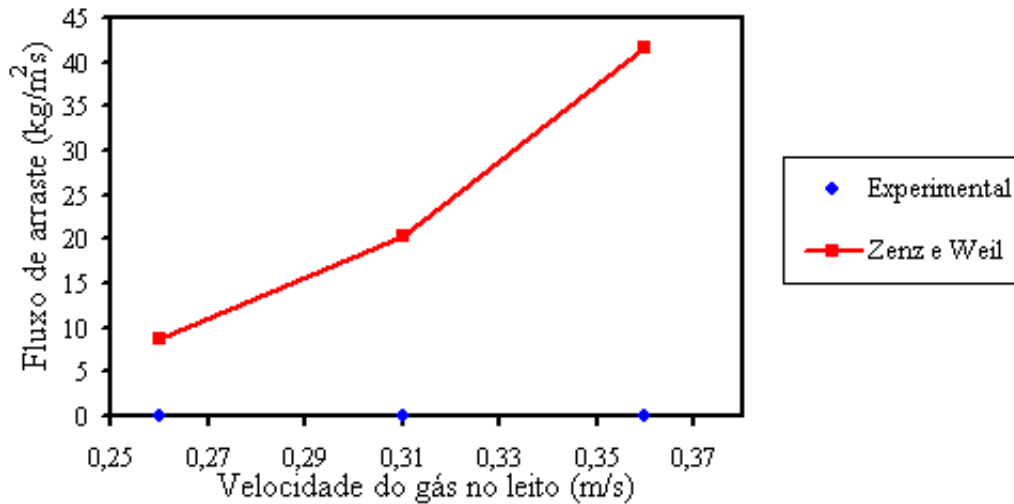


Figura 4.15: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste de FCC3.

fosfática possui porcentagem mássica de partículas do tipo Geldart C de 56,44%.

A Tabela 4.15 mostra os resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste de R. fosfática. A Figura 4.16 apresenta a comparação entre esses valores.

Tabela 4.14: Distribuição granulométrica e velocidades de transporte para R. fosfática.

Diâmetro médio [μm]	Fração mássica [%]	Classificação (Geldart)	u_{ti} [m/s]
2,165	0,0001	C	0,00033
3,420	0,1228	C	0,00083
5,410	0,1782	C	0,00208
8,555	0,1351	C	0,00520
13,52	0,1282	C	0,01291
21,38	0,1413	A	0,03182
33,81	0,1422	A	0,07749
53,47	0,1147	A	0,18421
84,58	0,0334	A	0,41953
122,1	0,0031	A	0,77176

Tabela 4.15: Resultados experimentais e previstos para o fluxo de arraste da R. fosfática.

Velocidade do gás [m/s]	G_s experimental [kg/m^2s]	G_s previsto [kg/m^2s]
0,26	0,0028	0,1254
0,31	0,0059	0,2897
0,36	0,0098	0,5904

Para FCC3 e R. fosfática, também observa-se um aumento do fluxo de arraste com incrementos na velocidade superficial do gás de fluidização. A correlação de Zenz e Weil superestimou bastante os valores experimentais encontrados nesse trabalho, principalmente para as partículas FCC3. Esses dois sólidos são classificados como Geldart C e portanto são coesivos; assim a correlação prevê altos valores de fluxo de arraste devido

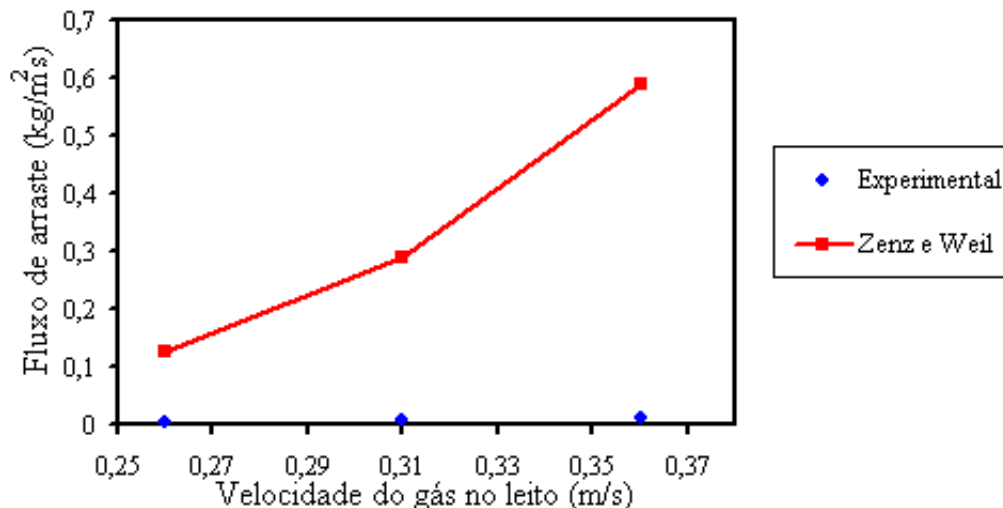


Figura 4.16: Comparação entre valores experimentais e previstos para o fluxo de arraste da R. fosfática.

ao pequeno diâmetro médio dessas partículas, entretanto, os valores de fluxo de arraste determinados experimentalmente são baixos pelo fato de essas partículas se aglomerarem, dificultando o arraste. Quando existem aglomerados no leito não se deve considerar as velocidades de transporte das partículas como se elas não estivessem unidas, pois a velocidade superficial do gás necessária para transportar um aglomerado é maior que a necessária para transportar uma partícula isolada.

As Figuras 4.17 e 4.18 mostram a formação de aglomerados no arraste (velocidade superficial do gás de $0,31\text{m/s}$) de FCC3 e R. fosfática, respectivamente.



Figura 4.17: Aglomerados formados na fluidização de FCC3.

Para todas as partículas analisadas o fluxo de arraste aumentou com incrementos na velocidade superficial do gás e esse mesmo resultado foi observado em alguns trabalhos anteriores: TASIRIN e GELDART (1998), analisaram o arraste de partículas de FCC;



Figura 4.18: Aglomerados formados na fluidização de R. fosfática.

SANTANA *et al* (1999) estudaram o arraste de misturas com diferentes frações de sólidos do tipo C; RODRIGUEZ *et al.* (2000) avaliaram o arraste de partículas de óxido de ferro (Geldart C) misturadas à partículas de areia (Geldart A); CHOI *et al.* (2001) e LI *et al.* (2004) também estudaram o arraste de misturas com diferentes frações de partículas do tipo C.

Os valores experimentais e previstos pela correlação de Zenz e Weil apresentaram diferenças para todas as partículas analisadas, alguns fatores que podem ter contribuído para esses desvios são: os sólidos podem ter ficado retidos em alguns pontos da unidade, como na entrada do ciclone, onde existe uma diminuição da área superficial em relação à área da mangueira, esse fato também pode ocorrer na passagem de sólidos do leito fluidizado para a mangueira, pois existe também, uma diminuição da área; podem ter havido pequenas perdas na transferência dos sólidos dos coletores de partículas para os recipientes em que esses eram pesados e como os valores de fluxo são baixos, essas perdas podem ter afetado os resultados; além desses fatores, todas as partículas analisadas, exceto FCC1, possuem sólidos do tipo C e os sólidos do tipo A presentes são consideravelmente finos, assim podem ter ocorrido a ação de forças coesivas.

4.2.2 Influência da fração de partículas Geldart C

A Figura 4.19 mostra a comparação fluxos de arraste experimentais para EV1, EV2 e EV3 e mostra as frações de sólidos do tipo Geldart C para cada material. É conhecido que os materiais possuem a mesma densidade aparente e que o diâmetro médio de Sauter de EV1 é maior que o de EV2, que por sua vez, é maior que o de EV3.

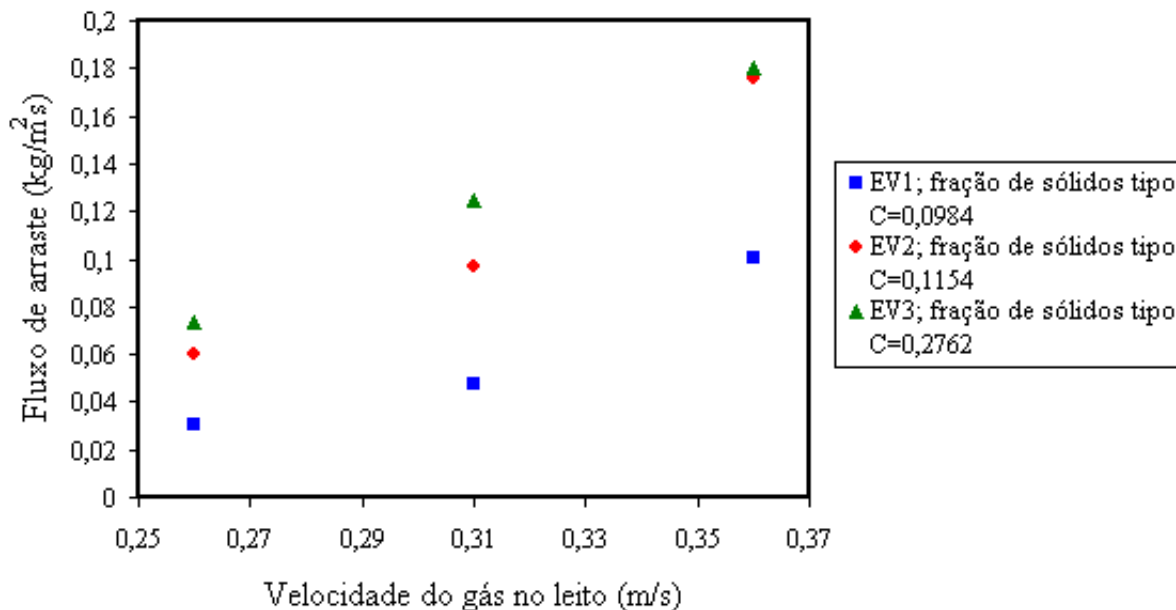


Figura 4.19: Fluxos de arraste experimentais das esferas de vidro.

Observa-se na Figura 4.19 que para as esferas de vidro existe uma tendência de aumento do fluxo de arraste com o incremento da fração de partículas Geldart C e conseqüente diminuição do diâmetro médio das partículas. Para a maior velocidade utilizada o fluxo de arraste de EV2 é próximo ao de EV3, apesar de EV3 ser um material mais fino. Uma razão possível é que EV3 é classificada como Geldart A/C e portanto existe a possibilidade dessas partículas apresentarem efeitos coesivos e assim dificultarem o arraste.

A Figura 4.20 mostra os fluxos de arraste experimentais para FCC1, FCC2, FCC3 e R. fosfática e também as frações mássicas de sólidos do tipo C para tais partículas. É conhecido que FCC1 é mais denso e possui maior diâmetro médio de Sauter que FCC2. Também sabe-se que FCC3 possui menores densidade aparente e diâmetro médio de Sauter que a R. fosfática.

Observa-se na Figura 4.20 que os fluxos de arraste para FCC2 são maiores que para FCC1, esse comportamento é esperado, já que FCC2 possui um diâmetro médio menor e também uma fração mássica de partículas C maior que FCC1.

Os dois materiais com maiores frações de partículas C, FCC3 e R. fosfática, possuem os menores fluxos de arraste, isso ocorre pelo fato de elas serem coesivas e se aglomerarem ao serem fluidizadas. Os fluxos de arraste para a R. fosfática são maiores que para o FCC3 e sabe-se que o FCC3 possui fração mássica total de partículas do tipo C. As Figuras 4.21 e 4.22 mostram o arraste de partículas EV2 e R. fosfática na velocidade de 0,26 m/s. A rocha fosfática apresenta um arraste menos vigoroso que as esferas de vidro do tipo 2.

O comportamento das partículas do tipo A (EV1, EV2, EV3, FCC1 e FCC2) ob-

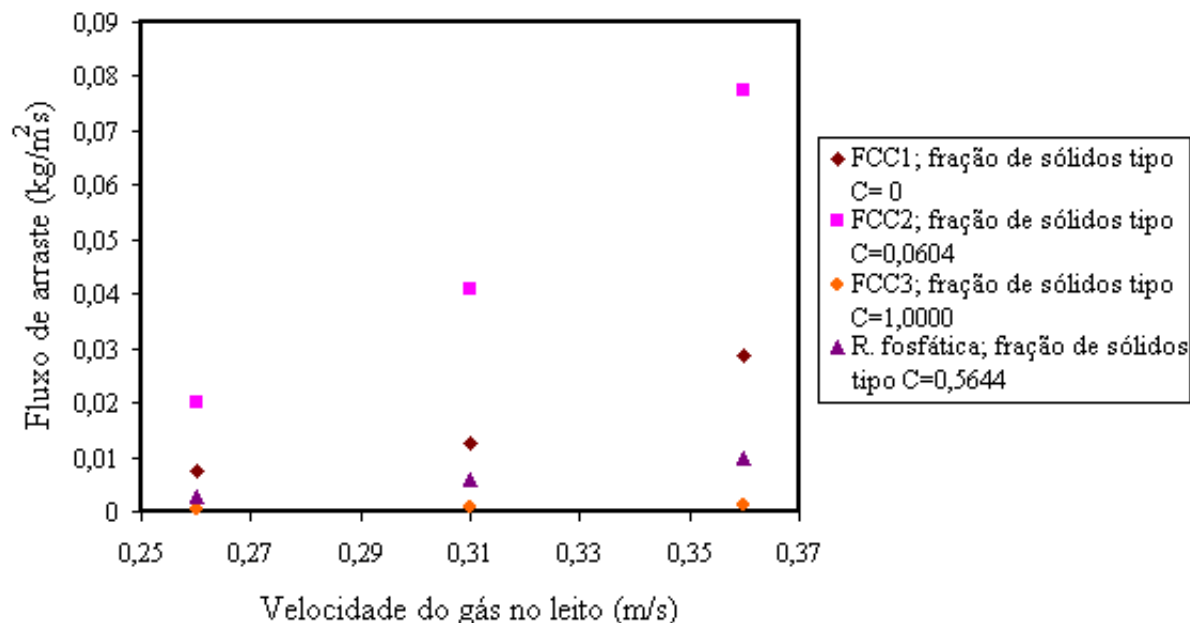


Figura 4.20: Fluxos de arraste experimentais de partículas de FCC e de rocha fosfática.



Figura 4.21: Arraste de partículas EV2.

servado nesse trabalho é similar ao observado por GELDART e WONG (1987) que concluíram que para um mesmo material do tipo A quanto menor o diâmetro, maior o fluxo de arraste. LI *et al.* (2004) também observaram que quanto maior a fração mássica das partículas C e menor o diâmetro médio das do grupo A, maior o fluxo de arraste. As partículas do tipo C apresentaram um outro comportamento, similar ao observado por LI *et al.* (2004) que concluíram em seu trabalho que o aumento da fração mássica de partículas do grupo C menores que $6 \mu m$ diminui a taxa de arraste devido à aglomeração.



Figura 4.22: Arraste de partículas de R. fosfática.

4.3 Eficiência de coleta do ciclone *dipleg*

Para cada partícula, nas três condições de velocidade do gás utilizadas, a eficiência de coleta do ciclone *dipleg* foi obtida experimentalmente e comparada com os valores previstos pela equação de Barth. Assim usou-se $d_{50} = \sqrt{\frac{v_r 9 \mu_g D_x}{\rho_s v_\theta^2}}$.

Para a eficiência granulométrica foi usado o modelo de Dirgo e Leith, no qual $\eta(d_{pi}) = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_{pi}}\right)^n}$.

O fator de fricção para o gás é determinado pelo modelo de Kunii e Levenspiel. Assim, $f_g = 0,0791 Re_x^{-0,25}$, para $3 \times 10^{-3} < Re_x < 10^5$. Em todas as condições de operação $Re_x < 10^5$.

E esse fator para os sólidos é determinado pela equação de Hoffmann e Stein, no qual $f_s = 0,015(c_0)^{\frac{1}{2}}$.

Para se determinar a carga crítica para cada condição de operação foi usada a equação de Trefz e Muschelkautz, $C_{cr} = 0,025 \frac{d_{50}}{d_p} (10C)^{0,4}$, $C < 0,1$. Para todas as condições de operação os valores de C são menores que 0,1.

Nos casos em que a carga de trabalho foi maior que a crítica, o valor da eficiência granulométrica de coleta foi corrigido segundo o modelo de Muschelkautz: $\eta(d_{pi}) = \left(1 - \frac{C_{cr}}{C}\right) + \frac{C_{cr}}{C} \eta_0$, $C > C_{cr}$.

Nas velocidades de gás de fluidização adotadas nesse trabalho, as partículas de FCC3

não atingiram a entrada do ciclone, portanto não foram coletadas. As Tabelas 4.16, 4.17, 4.18, 4.19, 4.20 e 4.21 mostram os valores experimentais e previstos para as eficiências de coleta do ciclone para os materiais EV1, EV2, EV3, FCC1, FCC2 e R. fosfática, respectivamente.

As Tabelas mostram, para cada velocidade utilizada, a eficiência global de coleta experimental (η_{0exp}); o diâmetro de corte calculado pelo modelo (d_{50}); o menor diâmetro de partícula coletado pelo ciclone (d_{min}), que foi encontrado avaliando-se a distribuição granulométrica da carga coletada no equipamento *MasterSizer Microplus MAF 5001*; a eficiência granulométrica de coleta para d_{min} , calculada pelo modelo ($\eta(d_{min})$); a carga de trabalho (C); a carga crítica para a condição de operação (C_{cr}); a correção para a eficiência granulométrica de coleta de d_{min} nos casos em que a carga de trabalho é maior que a crítica ($\eta_c(d_{min})$).

Tabela 4.16: Eficiência de coleta do ciclone para EV1.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,76	7,72	1	$1,86 \times 10^{-5}$	$1,86 \times 10^{-5}$	1
0,31	1	0,69	7,72	1	$3,12 \times 10^{-5}$	$2,07 \times 10^{-5}$	1
0,36	1	0,62	7,72	1	$7,54 \times 10^{-5}$	$2,68 \times 10^{-5}$	1

Tabela 4.17: Eficiência de coleta do ciclone para EV2.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,78	12,2	1	$3,36 \times 10^{-5}$	$2,87 \times 10^{-5}$	1
0,31	1	0,72	12,2	1	$6,31 \times 10^{-5}$	$3,26 \times 10^{-5}$	1
0,36	1	0,62	9,00	1	$9,23 \times 10^{-5}$	$3,31 \times 10^{-5}$	1

Tabela 4.18: Eficiência de coleta do ciclone para EV3.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,88	7,72	0,999999	$9,04 \times 10^{-5}$	$5,52 \times 10^{-5}$	1
0,31	1	0,77	6,63	0,999999	$1,49 \times 10^{-4}$	$6,21 \times 10^{-5}$	1
0,36	1	0,68	3,60	0,999975	$2,06 \times 10^{-4}$	$6,28 \times 10^{-5}$	0,999993

Tabela 4.19: Eficiência de coleta do ciclone para FCC1.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,77	3,60	0,999946	$1,05 \times 10^{-5}$	$8,29 \times 10^{-6}$	0,999957
0,31	1	0,69	7,72	1	$1,60 \times 10^{-5}$	$8,81 \times 10^{-6}$	1
0,36	1	0,65	3,60	0,999983	$7,19 \times 10^{-5}$	$1,49 \times 10^{-5}$	0,999996

Para todas as condições analisadas, as partículas alimentadas ao ciclone *dipleg* foram coletadas, a eficiência experimental foi máxima em todos os casos.

As cargas de alimentação no ciclone foram, na maioria dos casos, maiores que as cargas críticas, apenas para FCC2 na velocidade de 0,26 m/s e para R. fosfática, nas três

Tabela 4.20: Eficiência de coleta do ciclone para FCC2.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,81	3,60	0,999924	$1,11 \times 10^{-5}$	$1,12 \times 10^{-5}$	-
0,31	1	0,72	5,59	0,999998	$1,65 \times 10^{-5}$	$1,16 \times 10^{-5}$	0,999999
0,36	1	0,69	3,60	0,999972	$1,02 \times 10^{-4}$	$2,32 \times 10^{-5}$	0,999994

Tabela 4.21: Eficiência de coleta do ciclone para R. fosfática.

u_0 [m/s]	η_{0exp}	d_{50} [μm]	d_{min} [μm]	$\eta(d_{min})$	C [kg/s]	C_{cr} [kg/s]	$\eta_c(d_{min})$
0,26	1	0,64	3,09	0,999954	$6,12 \times 10^{-7}$	$1,48 \times 10^{-5}$	-
0,31	1	0,63	2,65	0,999976	$5,57 \times 10^{-6}$	$3,59 \times 10^{-5}$	-
0,36	1	0,57	3,09	0,999979	$8,54 \times 10^{-6}$	$3,77 \times 10^{-5}$	-

velocidades, a carga de trabalho não ultrapassou a carga crítica. Quando necessário, o valor de eficiência calculado pela equação que considera $C < C_{cr}$ foi corrigido. O modelo representou bem os dados experimentais, pois as eficiências previstas, quando não foram totais, se aproximaram bastante dessa condição.

E para se calcular o valor de eficiência, considerando-se que as cargas são baixas (para depois a correção ser feita), usou-se um valor de 6,4 (adequado para ciclones pequenos) como expoente n na equação de Dirgo e Leith. Nesse modelo, como foi citado, deve-se construir um gráfico dado por: $\ln\left(\frac{1}{\eta_d - 1}\right)$ versus $\ln\left(\frac{d_p}{d_{50}}\right)$, onde o valor do coeficiente angular da reta obtida é igual ao valor do expoente n para o ciclone analisado. A construção desse gráfico não foi possível, já que as eficiências experimentais obtidas foram totais em todos os casos.

Além da própria eficiência do ciclone utilizado, uma razão que pode ter contribuído para esses resultados é que as vazões de gás de entrada no separador gás sólido foram relativamente altas, já que a fluidização no leito era rápida visando simular um sistema circulante.

Alguns trabalhos anteriores observaram alguns fatos que concordam com esses resultados, entre eles: ZHU e LEE (1999) observaram que altas vazões de gás favorecem a coleta de partículas finas; FASSANI e GOLDSTEIN JR. (2000) concluíram em seu estudo que altas cargas de sólidos favorecem a coleta de partículas (até um valor limite).

CAPÍTULO 5

Conclusões e Sugestões

A seguir são apresentadas as conclusões sobre a caracterização das partículas utilizadas, o estudo do arraste das mesmas nas três diferentes velocidades superficiais do gás de fluidização e a análise da eficiência de coleta do ciclone *dipleg*.

5.1 A caracterização fluidodinâmica

- Na aquisição de dados de pressão, um número de pontos amostrados maior que 4000 foi necessário para se evitar a variação do desvio padrão. Nesse trabalho foi usado um número de pontos amostrados de 5000;
- A constante de permeabilidade Darciana da placa distribuidora de ar utilizada é $K = 2,29 \times 10^{-10} m^2$.
- Dois métodos experimentais foram utilizados para se inferir as velocidades de mínima fluidização das partículas. O método da variação da queda de pressão no leito não se mostrou adequado para se inferir tal parâmetro para partículas finas. O método do desvio padrão da pressão no leito apresentou resultados mais próximos dos previstos pelas correlações empíricas, porém não precisos. Esse segundo método pode ser mais eficiente trabalhando-se com um anemômetro de maior precisão. Entre as metodologias utilizadas para se identificar as velocidades de mínima fluidização das

partículas, não foi possível definir qual a mais adequada para se determinar esse parâmetro;

- Outras metodologias devem ser propostas para se identificar as velocidades de mínima fluidização de partículas finas (Geldart A e C).

5.2 Fluxo de arraste

- O fluxo de arraste das partículas analisadas aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás de fluidização;
- As correlações de Lin (1980) e Geldart modificada (1998) usadas para se prever os fluxos de arraste, não se ajustaram aos dados experimentais adquiridos nesse trabalho; os resultados da correlação de Zenz e Weil (1985) se mostraram mais próximos aos dados experimentais. Os valores encontrados com essa correlação apresentaram menores desvios em relação aos experimentais para FCC1 e FCC2, quando comparados aos desvios para EV1, EV2 e EV3; para FCC3 e R. fosfática os valores previstos e experimentais apresentaram grandes diferenças devido ao fato de essas partículas serem coesivas e dificultarem o arraste.
- Para partículas do tipo Geldart A, quanto menor o diâmetro médio de Sauter do material e maior a fração de partículas do tipo Geldart C, maior o fluxo de arraste;
- Para partículas do tipo Geldart C, quanto menor o diâmetro médio de Sauter do material, menor o fluxo de arraste, devido às propriedades coesivas dessas partículas e conseqüente formação de aglomerados, dificultando o arraste.

5.3 Eficiência de coleta do ciclone *dipleg*

- As cargas de alimentação do ciclone foram maiores que as cargas críticas na maioria dos casos e as vazões de gás de entrada foram altas pelo fato da fluidização no leito ser rápida para se simular um leito fluidizado circulante;
- O modelo para previsão da eficiência de coleta utilizado, que considera o modelo de Barth (1956) para se encontrar o diâmetro de corte, de Dirgo e Leith (1985) para a eficiência granulométrica, de Kunni e Levenspiel (1991) para o fator de fricção

do gás, de Hoffmann e Stein (2002) para o fator de fricção dos sólidos, de Trefz e Muschelkautz (1993) para previsão da carga crítica e de Muschelkautz (1971) para correção da eficiência para cargas maiores que a crítica; apresentou resultados precisos quando comparados aos dados experimentais.

- O ciclone *dipleg* utilizado se mostrou bastante eficiente na separação de todas as partículas utilizadas. O ciclone é corretamente dimensionado para o sistema.

5.4 Sugestões para trabalhos futuros

A seguir são apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros:

- Obter experimentalmente as velocidades de mínima fluidização para uma quantidade maior de partículas finas e propor uma nova correlação para se identificar esse parâmetro;
- Analisar o arraste dos materiais usados nesse trabalho em outras faixas de velocidades superficiais do gás de fluidização, para verificar se o comportamento do fluxo de partículas é o mesmo para grandes modificações nessa variável;
- Analisar a equação de Zenz e Weil (1958) para a previsão da constante do fluxo de arraste e estimar novos parâmetros para que o fluxo de arraste determinado por essa equação modificada apresente resultados mais próximos aos observados experimentalmente neste trabalho.
- Utilizar um outro tipo de ciclone como separador gás-sólido e comparar as eficiências de coleta com as obtidas com o ciclone *dipleg*;
- Construir um sistema de fluidização circulante. A atual unidade, utilizada nesse trabalho, necessitaria de uma válvula para reposição dos sólidos ao leito;
- Utilizar a fluidodinâmica computacional para se avaliar os resultados experimentais obtidos nesse trabalho.

APÊNDICE A

Painel Frontal e Diagrama de Blocos do *Software LabVIEW*

O Apêndice A mostra o painel frontal e o diagrama de blocos utilizados no *Software LabVIEW* para aquisição de dados de pressão, na obtenção experimental dos valores de velocidade de mínima fluidização das partículas.

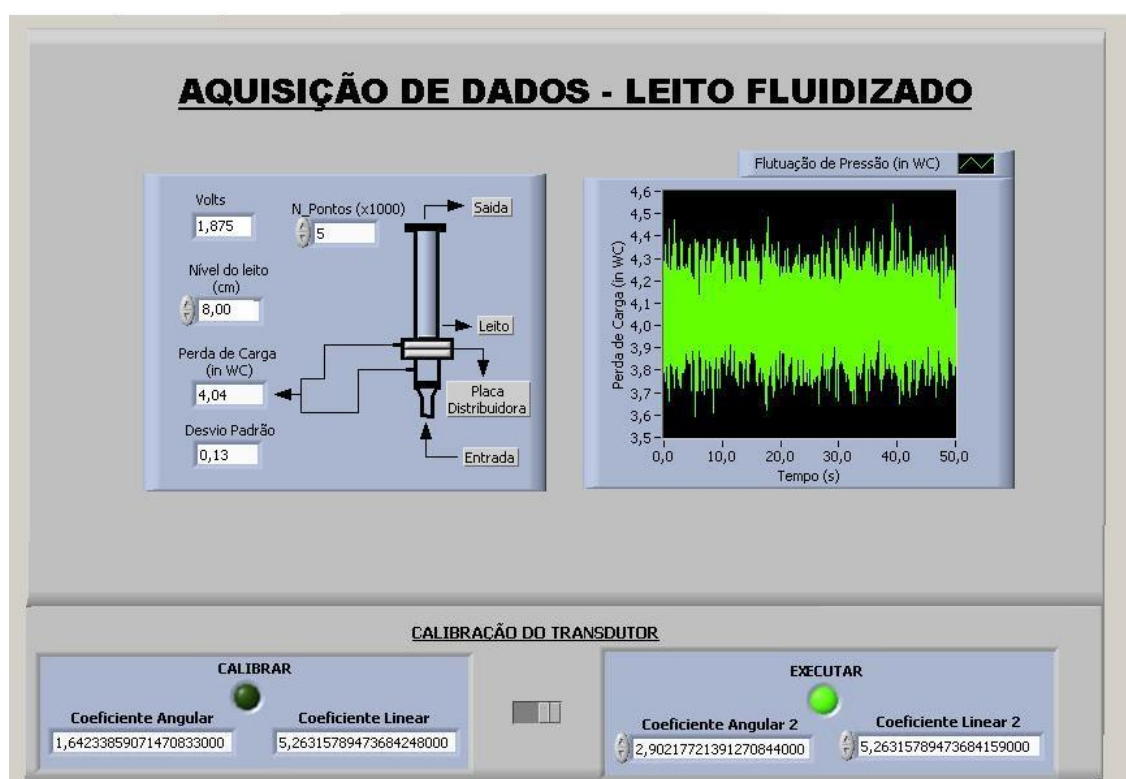


Figura A.1: Painel frontal do *Software LabVIEW* para aquisição de dados de pressão.

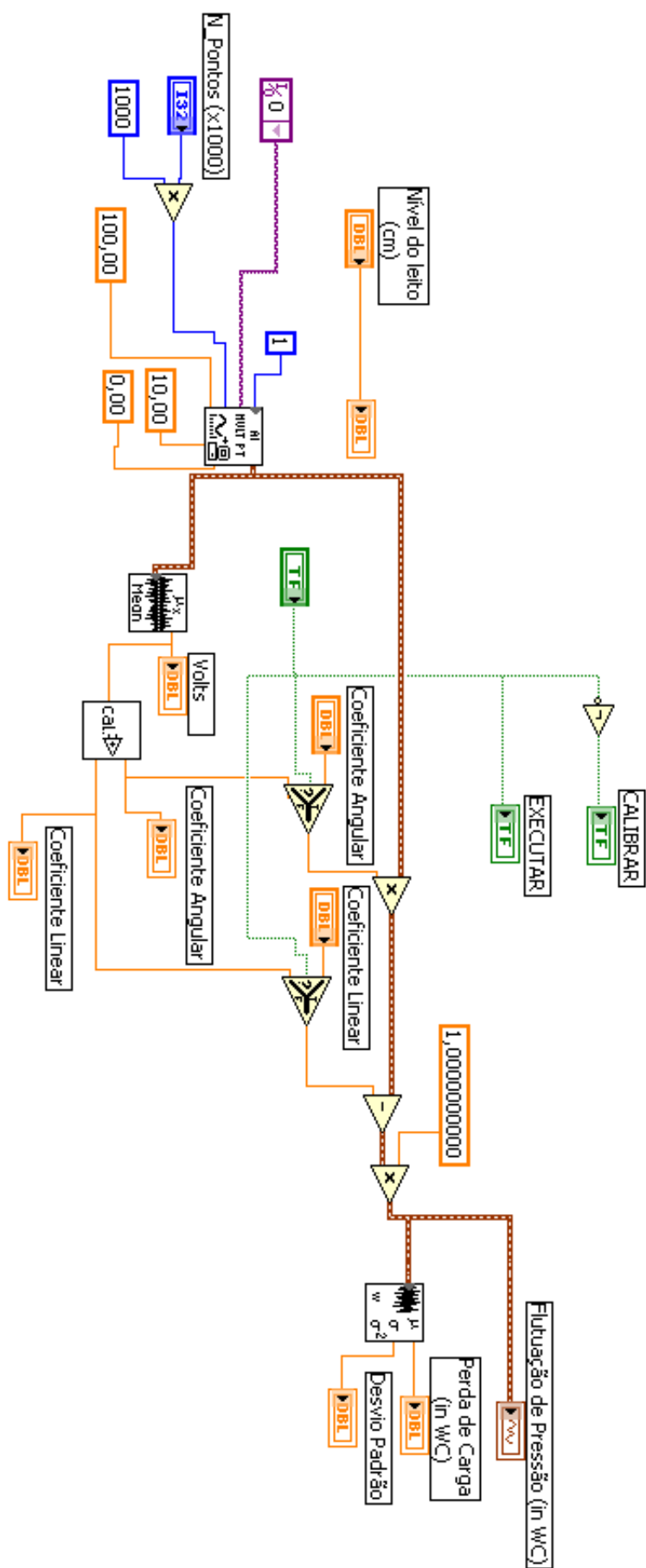


Figura A.2: Diagrama do *Software LabVIEW* para aquisição de dados de pressão.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] BASU, P e CHENG, L. (200), An Analysis of Loop Seal Operations in a Circulating Fluidized Bed. **Institution of Chemical Engineers**, vol. 78, p.991.
- [2] CHOI, JH.; SUH, JM.; CHANG, IY; SHUN, DW.; YI, CK.; SON, JE. E KIM, SD. (2001), The Effect of Fine Particles on Elutriation of Coarse Particles in a Gas Fluidized Bed. **Powder Technology**, vol. 121, p. 190.
- [3] CORTES, C. E GIL, A. (2007), Modeling the Gas and Particle Flow Inside Cyclone Separators. **Progress in Energy and Combustion Science**, vol. 33, p. 409.
- [4] DIRGO, J. E LEITH, D. (1985), Cyclone Collection Efficiency: Comparison of Experimental Results with Theoretical Predictions. **Aerosol Science and Technology**, vol. 4, p. 401.
- [5] FASSANI, F. L. E GOLDSTEIN JR., L. (2000), A Study of the Effect of High inlet Solids Loading on a Cyclone Separator Pressure Drop and Collection Efficiency. **Powder Technology**, vol. 107, p. 60.
- [6] GELDART, D. E WONG, A. C. Y. (1987), Entrainment of particles from fluidized beds of fine powders. A.I.Ch.E., **Symposium Series**, vol. 83, p. 1.
- [7] GOGOLEK, P. E. G. E GRACE, J. R. (1995), Fundamental Hydrodynamics Related to Pressurized Fluidized Bed Combustion. **Progress in Energy and Combustion Science**, vol. 21, p. 419.
- [8] GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A. E KNOWLTON, T. M. (1997), **Circulating Fluidized Beds**. 1a ed. Londres: Blackie Academic & Professional, 585p.

- [9] HOFFMANN, L. E. E STEIN, L. E. (2001), **Gas Cyclones and Swirl Tubes: principles, design and operation**. 1a ed. Verlag; Berlin; Heidelberg; Nova York: Springer, 334p.
- [10] INNOCENTINI, M. D. M. E PANDOLFELLI V. C. (1999), Issues Concerning the Evaluation of Permeability in Refractory Concretes with Darcy and Forchheimer Equations. **Cerâmica** [online], vol. 45, p.61.
- [11] JIAO, J. E ZHENG, Y. (2007), A Multi-Region Model for Determining the Cyclone Efficiency. **Separation and Purification Technology**, vol. 53, p. 266.
- [12] KUNII, D. E LEVENSPIEL, O. (1991), **Fluidization Engineering**. 2a ed. Boston, Londres, Singapura, Sidnei, Toronto, Wellington: Butterworth Heinemann, 491p.
- [13] C. E. (1951), Processes use many collector types. **Chemical Engineering**, vol. 58, p. 144.
- [14] LI, H.; HONG, R. E WANG, Z. (1999), Fluidizing Ultrafine Powders with Circulating Fluidized Bed. **Chemical Engineering Science**, vol. 54, p. 5609.
- [15] LI, J.; NAKAZATO, T. E KATO, K. (2004), Effect of Cohesive Powders on the Elutriation of Particles from a fluid bed. **Chemical Engineering Science**, vol. 59, p. 2777.
- [16] LIPPENS, B. C. E MULDER, J. (1993), Prediction of the Minimum Fluidization Velocity. **Powder Technology**, vol. 75, p. 67.
- [17] MARQUES, F. C. (2004), **Caracterização dos Regimes de Fluidização de Partículas Finas Através da Análise de Flutuações de Pressão no Leito**. Dissertação de Mestrado, Uberlândia, Universidade Federal de Uberlândia.
- [18] MIOLI, F. E. E FOSTER, P. J. (1995), Entrainment and Elutriation Modelling in Bubbling Fluidized Beds. **Powder Technology**, vol. 83, p. 233.
- [19] PALLARES, D. E JOHNSSON, F. (2006), Macroscopic Modelling of Fluid Dynamics in Large-Scale Circulating Fluidized Beds. **Progress in Energy and Combustion Science**, vol. 32, p. 539.
- [20] PUNCOCHAR, M.; DRAHOS, J.; CERMAK, J. E SELUCKY, K. (1984), Evaluation of minimum Fluidizing Velocity in Gas Fluidized Bed from Pressure Fluctuations. **Chem. Eng. Commun.**, vol. 35, p 81.
- [21] RICHARDSON, J. B. (1971), In: Fluidization and Particulate Systems, Chapt. 2 in Fluidization, Davidson, J. F. e Harrison, H. Academic Press, New York.

- [22] RODRIGUEZ, J. M.; SANCHEZ, J. R.; ALVARO, A; FLOREA, D. F. E ESTEVÉZ, A. M. (2000), Fluidization and Elutriation of Iron Oxide Particles. A Study of Attrition and Agglomeration Processes in Fluidized Beds. **Powder Technology**, vol. 111, p. 218.
- [23] ROMEO, L. M. E VELLILA, J. (1999), Velocity Measurements in PFBC Cyclone Separator Systems Dip Legs with Thermal Anemometry. **Proceedings of the 15th International Conference on Fluidized Bed Combustion**. Savannah, Georgia.
- [24] SADEGHBEIGI, R. (2000), **Fluid Catalytic Cracking Handbook**. 2a ed. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing, 369p.
- [25] SANTANA, D.; RODRIGUEZ, J. M. E MACIAS-MACHIN, A. (1999), Modelling Fluidized Bed Elutriation of Fine Particles. **Powder Technology**, vol. 106, p. 110.
- [26] SMOLDERS, K. E BAEYENS, J. (2001), Gas Fluidized Beds Operating at High Velocities: a Critical Review of Occurring Regimes. **Powder Technology**, vol. 119, p. 269.
- [27] TASIRIN, S. M. E GELDART, D. (1998), Entrainment of FCC From Fluidized Beds - a New Correlation for the Elutriation Rate Constants $K_{i\infty}^*$. **Powder Technology**, vol. 95, p. 240.
- [28] TREFZ, M. E MUSCHELKNAULTZ, E. (1993), Extended Cyclone Theory for Gas Flow with High Solids Concentrations. **Chemical Engineering Technology**, vol. 16, p. 153.
- [29] WANG, Z.; KWAIK, M. E LI, H. (1997), Fluidization of Fine Particles. **Chemical Engineering Science**, vol. 53, p. 377.
- [30] WANG, J.; BOUMA, J. H. E DRIES, H. (2000), An Experimental Study of Cyclone Dipleg Flow in Fluidized Catalytic Cracking. **Powder Technology**, vol. 112, p. 221.
- [31] WILKINSON, D. (1995), Determination of Minimum Fluidization Velocity by Pressure Fluctuations Measurement. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol. 73, p. 562.
- [32] XIANG, R. B.; PARK, S. H. E LEE, K. W. (2001), Effects of Cone Dimension on Cyclone Performance. **Journal of Aerosol Science**, vol. 32, p. 549.
- [33] XIANG, R. B. E LEE, K. W. (2005), Numerical Study of Flow Field in Cyclones of Different Height. **Chemical Engineering and Processing**, vol. 44, p. 877.
- [34] YANG, WC. (2003), **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. 1a ed. New York: Marcel Dekker, Inc., 861p.

-
- [35] ZHU, Y. E LEE, K. W. (1999), Experimental Study on Small Cyclones Operating at High Flowrates. **Journal of Aerosol Science**, vol. 30, p. 1303.
- [36] [http : //www2.petrobras.com.br/temp2_{ri}/port/conhecapetrobras/relatorioanual/relat05/esp/or/af_{ro}h_{ome}.htm](http://www2.petrobras.com.br/temp2_{ri}/port/conhecapetrobras/relatorioanual/relat05/esp/or/af_{ro}h_{ome}.htm), Visitado em: 10 de março de 2008.