



Programa de Pós-Graduação em Engenharia
de Recursos Naturais da Amazônia

TRANSPORTE PNEUMÁTICO FLUIDIZADO ESTUDOS DE CASOS APLICADOS À INDÚSTRIA DO ALUMÍNIO PRIMÁRIO

Paulo Douglas Santos de Vasconcelos

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia, ITEC, da Universidade Federal do Pará, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais.

Orientador: Dr. Ing. André Luiz Amarante
Mesquita

Belém

Agosto de 2011

TRANSPORTE PNEUMÁTICO FLUIDIZADO
ESTUDOS DE CASOS APLICADOS À INDÚSTRIA DO ALUMÍNIO PRIMÁRIO

Paulo Douglas Santos de Vasconcelos

TESE SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
DE RECURSOS NATURAIS DA AMAZÔNIA (PRODERNA/ITEC) DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ COMO PARTE DOS REQUISITOS
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM
ENGENHARIA DE RECURSOS NATURAIS.

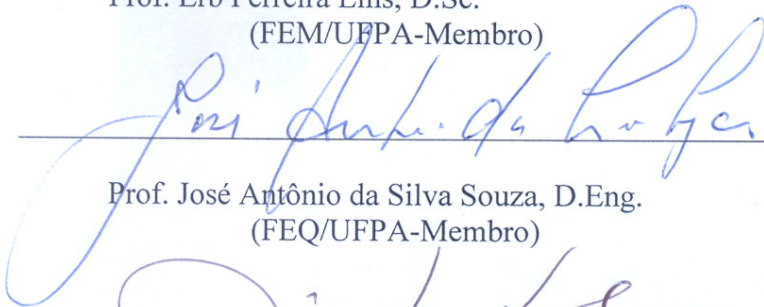
Aprovada por:



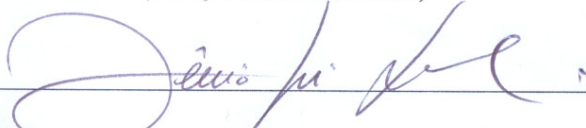
Prof. André Luiz Amarante Mesquita, Dr.Ing.
(FEM/UFPA-Orientador)



Prof. Erb Ferreira Lins, D.Sc.
(FEM/UFPA-Membro)



Prof. José Antônio da Silva Souza, D.Eng.
(FEQ/UFPA-Membro)



Prof. Lênio José Guerreiro de Faria, D. Eng.
(FEQ/UFPA-Membro)



Prof. Taygoara Felamingo de Oliveira, D. Sc.
(FGA/UNB-Membro)

BELÉM, PA - BRASIL

AGOSTO DE 2011

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
Instituto de Tecnologia/Programa de Pós-Graduação em
Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia

Vasconcelos, Paulo Douglas Santos

Transporte pneumático fluidizado: Estudos de casos aplicados à indústria do alumínio primário/ Paulo Douglas Santos Vasconcelos; orientador, André Luiz Amarante Mesquita. - Belém - 2011

Tese (Doutorado) – Universidade Federal do Pará. Instituto de Tecnologia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais, 2011

1 Fluidização 2 . Alumínio - indústria 3. Dinâmica dos fluidos I.
Título

CDD 22.ed. 660.284292

“É inútil mandar exércitos contra ideias.”

Georges Brandes.

“Uma coleção de pensamentos deve ser uma farmácia moral onde se encontram
remédios para todos os males.”

Voltaire.

“Um crítico nunca conhece suas limitações, mas conhece as dos outros.”

“**DEUS** coloca obstáculos em nosso caminho para verificar se queríamos mesmo as
coisas pedidas ou se apenas pensávamos que as queríamos.”

A engenharia é uma ciência postulada por **DEUS** e deduzida pelos homens.

Autor.

“**DEUS** pôs o prazer tão próximo da dor, que muitas vezes se chora de alegria.”

“Se o destino te lança uma faca, há duas maneiras de apanhá-la: pela lâmina ou pelo
cabo.”

“O amor é a única loucura do sábio e a única sabedoria do tolo.”

“Um coração sereno é aquele que não é atingido nem pelos elogios nem pela censura.”

“É geralmente o barbeiro calvo que tem a cura para a calvície.”

Ed Howe.

“O saber sem ação é como uma árvore sem frutos.”

Joseph Kimhi.

“O melhor educador é o que conseguiu educar-se a si mesmo.”

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao ALTÍSSIMO SENHOR DEUS e ao seu UNIGÊNITO e PRIMOGÊNITO INRI CRISTO, pela oportunidade de desenvolver essa tese de doutorado, e ter me concedido a oportunidade de trabalhar na ALBRAS uma empresa escola, aonde eu exerço a arte da engenharia.

O privilégio de ter sido contemporâneo no período da graduação e orientado na dissertação de mestrado e nessa tese de doutorado pelo obstinado e pragmático, professor Dr. André Luiz Amarante Mesquita, por sua constante confiança, colaboração e amizade, fundamentais à realização deste trabalho.

À Ádrea Alves pela diligente e exaustiva revisão letra por letra dos capítulos dessa tese, ao colega Luiz Moreira pela amizade pela ajuda mútua e palavras de incentivo nos momentos de dificuldades.

A meus amigos e colegas de trabalho da ALBRAS: Ediciano Pinto, Helder Barbosa, Benedito Zacarias, Marquês Marques, Marcos Almeida, Edison Oliveira, aos projetista Nilson Barbosa da Costa, Fábio Douro e Jean da Gold engenharia pelos projetos e trabalho de arte, ao Lucivaldo, Miguel e Agrailton da empresa ARPS e a todos os colegas mecânicos, eletricitas e operadores, os quais depositaram confiança e ajudaram a implantação desse trabalho.

Aos diretores e gerentes da Albras: Luis Jorge Nunes e Takashi Nakamura, Luis Carlos Carvalho Costa, Otávio Monteiro, Braz Milleo Ferraioli, Marcelino Vasconcellos, Márcio Souza, Mauro Esteves, Wilton Costa e Alberto Salvador Gomes pelo incentivo e confiança no sucesso desse projeto.

A todos os meus amigos e professores do PRODERNA, em especial ao professor Dr. Emanuel Negrão, incansável batalhador junto com o Professor André na implantação desse programa de doutorado na UFPA, pelos conhecimentos adquiridos e pelo ambiente fraterno que tive o prazer de desfrutar no período destinado à sala de aulas nas dependências do Laboratório da pós-graduação da Engenharia Química.

Aos professores da banca de qualificação pelas sugestões para otimização dessa tese.

E finalmente, agradeço aos meus genitores – Zeferina Santos de Vasconcelos e Enéas Messias de Vasconcelos em memória, pela herança genética. A minha companheira Maria do Socorro Daibes de Vasconcelos e aos meus amados descendentes: Daniel Bernoulli Daibes de Vasconcelos e Saulo Daibes de Vasconcelos, pela paciência, compreensão e incentivo para seguir em frente.

Resumo da Tese apresentada ao PRODERNA/UFPA como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais (D. Eng.)

TRANSPORTE PNEUMÁTICO FLUIDIZADO
ESTUDOS DE CASOS APLICADOS À INDÚSTRIA DO ALUMÍNIO
PRIMÁRIO

Paulo Douglas Santos de Vasconcelos

Agosto/2011

Orientador: André Luiz Amarante Mesquita

Área de Concentração: Transformação de Recursos Naturais

Este trabalho é uma contribuição à ciência e à aplicação da tecnologia desenvolvida sobre leito e transporte fluidizado de materiais particulados usados nos processos industriais. No caso de leitos fluidizados desenvolveu-se uma equação semi-empírica para predição da velocidade mínima de fluidização da alumina fluoretada, pó de crosta e outros materiais particulados usados nos processos industriais com resultados bastantes satisfatórios comparados com os resultados experimentais em relação às equações disponíveis na literatura. Estudou-se também o comportamento dos ângulos de repouso e de fricção interno interpartículas propondo-se equações constitutivas para esses ângulos para alumina fluoretada como função da velocidade superficial de fluidização. Em uma segunda etapa propõem-se uma equação para predição da capacidade de transporte de calhas e tubos fluidizados com resultados de boa qualidade em relação aos experimentos realizados nos tubos fluidizados. Este tubo fluidizado por sua concepção pode operar em ângulos ascendentes em relação ao plano horizontal sendo uma contribuição tecnológica desta tese para diminuição da taxa kWh/ton de material particulado manuseados nos processos industriais.

Abstract of Thesis presented to PRODERNA/UFPA as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Natural Resources Engineering (D. Eng.)

**AIR PNEUMATIC FLUIDIZED CONVEYOR
CASES STUDIES AT ALUMINUM SMELTERS**

Paulo Douglas Santos de Vasconcelos

August/2011

Advisor: André Luiz Amarante Mesquita

Research Area: Transformation of Natural Resources

This work is a contribution to science and applied technology developed to fluidized bed and fluidized motion conveying used in the powder handling of the industrial processes. In the case of fluidized bed it is proposed an empirical equation to predict the minimum fluidization velocity for the fluoride alumina, crust powder and others powders used in the industrial processes with good results compared with the experiments and the equations available in the literature. It was also studied the constitutive equations to predict the behavior of the angle of repose and interparticles friction as a function of the superficial velocity of fluidization. In a second step it is proposed an equation to predict the capacity of the Air Pneumatic Fluidized Conveyor with good results compared with the experiments for fluoride alumina. The Air Fluidized Conveyor is a contribution to applied technology reducing the consumption of energy, it operates even in upward direction, and so, decreasing the rate kWh/ton in the powder handling of the industrial processes.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - CONSIDERAÇÕES INICIAIS	1
1.1 - INTRODUÇÃO.....	1
1.2 - ABASTECIMENTO DAS CUBAS ELETROLÍTICAS DA ALBRAS	3
CAPÍTULO 2 - FUNDAMENTOS SOBRE FLUIDIZAÇÃO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS	7
2.1 - INTRODUÇÃO E BREVE HISTÓRICO	7
2.2 - MEDIDAS DA MASSA ESPECÍFICA E POROSIDADE DAS PARTÍCULAS SÓLIDAS	8
2.2.1 - MASSA ESPECÍFICA REAL	8
2.2.2 - MASSA ESPECÍFICA APARENTE SECA NÃO VIBRADA (apparent bulk density)	9
2.2.3 - MASSA ESPECÍFICA APARENTE SECA BATIDA/VIBRADA	10
2.2.4 - RAZÃO OU TAXA DE HAUSNER (HR).....	11
2.2.5 - COMPACTAÇÃO DO MATERIAL DA AMOSTRA (%C).....	11
2.2.6 - POROSIDADE DE UMA AMOSTRA SECA (LEITO FIXO NÃO VIBRADO OU AERADO (ε)).....	12
2.3 - O PERMEÂMETRO.....	14
2.3.1 - VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR.....	14
2.3.2 - VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO - V_{mf}	15
2.3.3 - FATOR DE PERMEABILIDADE - C.....	15
2.3.4 - VELOCIDADE INTERSTICIAL DO AR EM UM LEITO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS - V_{ε}	16
2.3.5 - VELOCIDADE MÍNIMA DA BOLHA DE AR.....	18
2.3.6 - VELOCIDADE DA PARTÍCULA V_p NO LEITO FLUIDIZADO.....	18
2.3.7 - VELOCIDADE DE DESLIZAMENTO DA PARTÍCULA OU RELATIVA V_{sl} NO LEITO FLUIDIZADO.....	18
2.3.8 - VELOCIDADE TERMINAL DA PARTÍCULA - V_t	18
2.4 - CARACTERIZAÇÕES DAS PARTÍCULAS SÓLIDAS	19
2.4.1 - ESFERICIDADE DA PARTÍCULA	19
2.4.2 - MEDIÇÃO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS	22
2.5 - PROPRIEDADES DO ESCOAMENTO DE MATERIAIS PARTICULADOS ..	25

2.5.1 - FATORES QUE INFLUENCIAM A ESCOABILIDADE DOS MATERIAIS.	26
2.5.1.1 - TAMANHO DA PARTÍCULA	27
2.5.1.2 - FORMATO DA PARTÍCULA	27
2.5.1.3 - CARGA ELETROSTÁTICA	27
2.5.1.4 - UMIDADE	28
2.6 - TESTE DE ESCOABILIDADE DE MATERIAL PARTICULADO	29
2.6.1 - ÂNGULO DE REPOUSO NÃO FLUIDIZADO	30
2.6.2 - ÂNGULO DE REPOUSO FLUIDIZADO	31
2.6.3 - ÂNGULO DE REPOUSO DRENADO DE TUBO VERTICAL COM ORIFÍCIO.....	32
2.6.4 - ÂNGULO DE FRICÇÃO INTERNO ENTRE PARTÍCULAS.....	33
2.7 - CLASSIFICAÇÕES DE GELDART DOS MATERIAIS PARTICULADOS	35
2.7.1 - FORÇAS INTERPARTÍCULAS E A FLUIDIZAÇÃO.....	39
2.8 - MAPA DOS REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO	39
2.8.1 - REGIMES DA FLUIDIZAÇÃO.....	40
2.8.2 - ETAPAS DA FLUIDIZAÇÃO	42
2.9 - CÁLCULO VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO	45
2.9.1 - DESENVOLVIMENTO DE NOVAS CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO.....	48
2.10 - VELOCIDADE TERMINAL	54
2.11 - VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO EM LEITO INCLINADO.....	57
2.12 - VELOCIDADES DESENVOLVIDAS AO LONGO DOS REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO.....	58
2.12.1 - LEITO BORBULHANTE.....	58
2.12.2 - LEITO TURBULENTO.....	58
2.12.3 - LEITO EM FLUIDIZAÇÃO RÁPIDA.....	59
2.12.4 - LEITO EM TRANSPORTE PNEUMÁTICO EM FASE DILUÍDA.....	59
2.13- LITERATURA PESQUISADA SOBRE CALHAS FLUIDIZADAS.....	60
CAPÍTULO 3 - TRANSPORTADORES FLUIDIZADOS.....	63
3.1 - INTRODUÇÃO	63
3.1.1 - TÉCNICA DE TRANSPORTE	63
3.1.2 - VANTAGENS DO TRANSPORTE FLUIDIZADO.....	65

3.1.3 - PRINCÍPIO DO TRANSPORTE.....	66
3.2 - INÍCIO DO ESCOAMENTO	67
3.2.1 - INCLINAÇÃO E PROFUNDIDADE DO LEITO DE MATERIAL NA CALHA FLUIDIZADA.....	68
3.2.2 - MATERIAIS COESIVOS.....	69
3.2.3 - PROFUNDIDADE DO LEITO E VELOCIDADE SUPERFICIAL	70
3.2.4 - PROFUNDIDADE DO LEITO E VAZÃO MÁSSICA DE SÓLIDO	71
3.3 - CONSTRUÇÕES DE CALHAS OU TUBOS FLUIDIZADOS - “airslide”	71
3.3.1 - CONSTRUÇÃO DA CALHA FLUIDIZADA	72
3.3.2 - COMPONENTES DA CALHA FLUIDIZADA	73
3.4 - PARÂMETROS DO PROJETO	74
3.4.1 - LARGURA/DIÂMETRO DA CALHA OU TUBO FLUIDIZADO.....	75
3.5 - PROJETO DE TUBOS FLUIDIZADOS.....	75
3.5.1 - EVOLUÇÃO DO PROJETO	76
3.5.2 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO METÁLICO COM CALHA FLUIDIZADA.....	79
3.5.3 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO FLUIDIZADO NÃO METÁLICO	79
3.5.4 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO FLUIDIZADO DE FIBRA DE VIDRO	81
3.6 - ALIMENTAÇÃO DO MATERIAL NO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO	83
3.7 - DESGARGA DO MATERIAL DO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO	84
3.8 - MECANISMOS DO ESCOAMENTO	85
3.9 - VAZÃO MÁSSICA DO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO	85
3.9.1 - TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO.....	89
3.9.1.1 - ESCOAMENTO DE UMA PILHA DE PÓ - MODELO SIMPLIFICADO	89
3.9.1.2 - MODELO DE ENGENHARIA PARA FINS DE PROJETO DE TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO	90
3.9.1.2.1 - EQUAÇÃO DA CONTINUIDADE	92
3.9.1.2.2 - EQUAÇÃO DO MOMENTO LINEAR	93
CAPÍTULO 4 - ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL SOBRE FLUIDIZAÇÃO DA ALUMINA FLUORETADA E PÓ DE CROSTA USADOS NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE ALUMÍNIO PRIMÁRIO	99
4.1 - INTRODUÇÃO	99
4.2 - CÁLCULO TEÓRICO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO	100
4.3 - DETALHES EXPERIMENTAIS	101

4.3.1 - PROCEDIMENTOS - ALUMINA FLUORETADA	102
4.3.2 - RESULTADOS E DISCUSSÕES - ALUMINA FLUORETADA	106
4.4 - PROCEDIMENTOS - PÓ DE CROSTA.....	109
4.4.1 - RESULTADOS E DISCUSSÕES - PÓ DE CROSTA.....	110
4.5 - EFEITO DA INCLINAÇÃO DO LEITO FLUIDIZADO NA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO	111
4.6 - ÂNGULO DE REPOUSO NÃO FLUIDIZADO.....	113
4.7 - ÂNGULO DE REPOUSO FLUIDIZADO - ALUMINA FLUORETADA	114
4.8 - ÂNGULO DE FRICÇÃO INTERNO INTERPARTÍCULAS	117
4.9 - MEMBRANA/MANTA OU MÍDIA POROSA.....	119
4.10 - ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL DA CAPACIDADE NOMINAL DE TRANSPORTAFORES FLUIDIZADOS	123
4.10.1 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS E PREDITOS PARA O TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO PARA ALUMINA FLUORETADA	124
4.10.2 - PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS.....	125
4.10.3 - CÁLCULO TEÓRICO DA VAZÃO MÁSSICA DO TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO.....	129
4.10.4 - ANÁLISE DA VAZÃO MÁSSICA AR-ALUMINA FLUORETADA DO TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO	133
4.11 - COMPARAÇÕES DOS RESULTADOS DA VAZÃO MÁSSICA DO NEGRO DE FUMO (FLY ASH) COM OS RESULTADOS DE OUTROS PESQUISADORES	136
CAPÍTULO 5 - ESTUDO DE CASO SOBRE LEITO FLUIDIZADO USANDO ALUMINA VIRGEM PARA LAVAGEM A SECO DOS GASES DO FORNO E DA EMPRESA ALBRAS.....	137
5.1 - INTRODUÇÃO E BREVE HISTÓRICO.....	137
5.2 - ADSORÇÃO.....	141
5.2.1 - ADSORÇÃO EM LEITO POROSO - adaptado de MEZZARI (2002).....	142
5.3 - AVALIAÇÃO DO PROJETO DO LEITO FLUIDIZADO PARA LAVAGEM A SECO DE GASES NA MOEGA DO FM 212002.....	143
5.4 - RESULTADOS OBTIDOS NA LAVAGEM DOS GASES COM A INTRODUÇÃO DO LEITO FLUIDIZADO.....	148

CAPÍTULO 6 - ESTUDO DE CASO SOBRE TRANSPORTADORES PNEUMÁTICOS FLUIDIZADOS PARA TRANSPORTE DE PÓ DE CROSTA	
.....	150
6.1 - INTRODUÇÃO	150
6.2 - DIMENSIONAMENTO DE TRANSPORTADORES PNEUMÁTICOS FLUIDIZADOS METÁLICOS DE 8” E NÃO METÁLICOS DE 6”	151
CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES	157
SUGESTÕES PARA ESTUDOS FUTUROS.....	158
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	159
ALBRAS - ANEXO A	166
O PERMEÂMETRO – APÊNDICE A.....	173
INCERTEZA EXPERIMENTAL NA DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO V_{mf} – APÊNDICE B.....	178

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Fluxograma do processo de produção do alumínio primário - fonte: Albras.	3
Figura 1.2 - Abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio primário - fonte: Albras.....	4
Figura 1.3 - Desenho esquemático de ponte rolante abastecendo cuba eletrolítica para produção de alumínio primário - fonte: Albras.....	5
Figura 1.4 - Abastecimento contínuo de cuba eletrolítica usando tubo fluidizado com três chutes de descarga nos silos da cuba.....	5
Figura 1.5 - Redução da emissão de gases para planta de tratamento de gases e meio ambiente em uma sala de cubas eletrolíticas - disponível em: < www.alcanalesa.com >. Acesso em: 22 set. 2010.....	6
Figura 2.1 - Foto picnômetro a gás hélio - fonte: Albras	8
Figura 2.2 - Aparato para determinação da massa específica aparente não vibrada do material particulado (amostra).	10
Figura 2.3 - Aparato para batimento/vibração da amostra de material particulado - fonte: NEUMAN (1953).	11
Figura 2.4 - Volume elementar com n partículas sólidas suspensas em uma corrente de ar - fonte: KLINZING et al. (1997).....	12
Figura 2.5 - Arranjo de partículas pequenas nos interstícios entre as partículas maiores agindo com agentes de escoamento..	13
Figura 2.6 - Esquema típico de um permeâmetro - adaptado de MILLS (2004).	14
Figura 2.7 - Leito fluidizado poroso com formação de bolhas de ar - adaptado de OMMEN (2003).....	16
Figura 2.8 - Detalhe de partícula se deslocando com velocidade constante V_t em um leito fluidizado diluído.....	18
Figura 2.9 - Várias possibilidades de formatos (ideais) de partículas sólidas.....	19
Figura 2.10 - Porosidade de um leito fixo com tamanho uniforme de partículas - adaptada de KUNII e LEVENSPIEL (1991)..	22
Figura 2.11 - Detalhe de peneira com partícula passante e retida sólida.....	22
Figura 2.12 - Conjunto de peneiras para classificação granulométrica de uma amostra de partículas sólidas - normalmente a amostra pesa 100 gramas	23

Figura 2.13 - Comparação da magnitude de forças interpartículas de diversas naturezas para esferas iguais (no ar), com o peso da partícula plotado para comparação - fonte: SEVILLE <i>et al.</i> (2000).....	28
Figura 2.14 - (a) Material de fácil escoamento impedido de escoar por ação da umidade; (b) ponte líquida entre duas partículas esféricas de igual diâmetro.....	29
Figura 2.15 - Aparato para medição do ângulo de repouso - norma ASTM C1444	30
Figura 2.16 - Ângulo de repouso versus granulometria da alumina calcinada – adaptado de SILVA <i>et al.</i> (2005).	31
Figura 2.17 - Influência da fluidização no ângulo de repouso. (a) Sem fluidização em uma pilha horizontal de material, (b) sem fluidização com inclinação íngreme, e (c) com fluidização e pequena inclinação - fonte: MILLS (2004).....	32
Figura 2.18 - Detalhe em 2D de dispositivo para medição do ângulo de repouso e ângulo de fricção interno entre partículas - fonte: (a) Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003); (b) KUNII e LEVENSPIEL (1991)..	34
Figura 2.19 - Formação de caminhos preferenciais na superfície de materiais coesivos como o pó de crosta (a) coletado em filtros de manga da Albras.....	34
Figura 2.20 - Critério de GELDART (1973) para classificação de partículas sólidas - adaptado de LEVENSPIEL (2000).....	35
Figura 2.21 - Leito fluidizado tipo: jorro de materiais do grupo D da classificação de GELDART (1973).	37
Figura 2.22 - Mapa dos regimes de escoamento para os quatro grupos de materiais classificados por GELDART (1973). A formação de “slugging” para os grupos A e B depende do diâmetro do recipiente (permeâmetro ou tubulação).....	40
Figura 2.23 - Diagrama esquemático de leito fluidizado em diferentes regimes de fluidização - adaptado de KUNII e LEVENSPIEL (1991).....	41
Figura 2.24 - Perfil da perda de carga do material particulado versus velocidade superficial de fluidização - adaptação do Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003).....	42

Figura 2.25 - Comportamento de um leito fluidizado no aumento e decréscimo da velocidade superficial do ar, efeito da histerese no processo de fluidização - fonte: McCABE <i>et al.</i> (1976).	44
Figura 2.26 - Imagem da alumina virgem usada no processo de produção de alumínio primário da Albras - granulometria peneirada média de 99,4 μm	50
Figura 2.27 - Comparação dos valores calculados pelas equações 2.33 e 2.34 com os valores experimentais de V_{mf} para leitos fluidizados com partículas de alumina - fonte: adaptado de COLTTES e RIVAS (2004).	51
Figura 2.28 - Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para leito de partículas fluidizado com ar - adaptado de MILLS (2004).	56
Figura 2.29 - Calha fluidizada com múltiplas descargas desenvolvida por Hanrot - fonte: Light Metals, New Orleans, pp 103 - 109 (1986).	62
Figura 2.30 - FLUIDICON - fonte: Light Metals, Orlando, pp 223 - 228 (2007).	62
Figura 3.1 - Princípio de transportador assistido pela aceleração gravitacional - “airslide”.	64
Figura 3.2 - Arranjo típico de transportador “airslide”.	65
Figura 3.3 - Início do escoamento de material sobre uma calha fluidizada inclinada.	67
Figura 3.4 - Influência da inclinação da calha e vazão mássica do material na profundidade do leito - adaptada de MILLS (2004).	69
Figura 3.5 - Escoamento de material coesivo em calha fluidizada inclinada.	70
Figura 3.6 - Influência da velocidade superficial e inclinação da calha na profundidade do leito - adaptada de MILLS (2004)	71
Figura 3.7 - Arranjo típico de uma calha fluidizada.	72
Figura 3.8 - Arranjo típico de uma calha fluidizada tradicional - disponível em: < www.flsmidth.com >. Acesso em: 20 set. 2010.	73
Figura 3.9 - Desvio de fluxo de material.	74
Figura 3.10 - Calha fluidizada com múltiplas saídas para abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio primário: a) < www.alcanalesa.com >. Acesso em: 22 set. 2010; b) < www.claudiuspeters.com >. Acesso em: 22 set. 2010.	76
Figura 3.11 - Calha fluidizada montada dentro de tubo metálico convencional – disponível em: < www.claudiuspeters.com >. Acesso em: 22 set. 2010.	77
Figura 3.12 - Protótipo de tubo fluidizado com inclinação variável construído em aço carbono.	77

Figura 3.13 - Tubo fluidizado de 8"/3,78 metros; inclinação 2,2° capacidade de transporte (101,68 t/h -120 cm/min) de pó de crosta coletada pelo FM 213007 da Albras.....	78
Figura 3.14 - Tubo fluidizado de 8"/9,0 metros ; inclinação 4° capacidade de transporte (242 t/h - 120 cm/min) de pó de crosta coletada pelo FM 223001 da Albras.....	78
Figura 3.15 - Tubo metálico com calha de fluidização extraível	79
Figura 3.16 - Secção transversal de um tubo fluidização de 8" com arco fluidizado à 72° (largura da calha (b)).....	80
Figura 3.17 - Mangueira fluidizada - fonte: catálogo da empresa Trelleborg Engineered Systems	80
Figura 3.18 - Detalhes de tubo fluidizado construído em fibra de vidro com possibilidade de múltiplas descargas.	82
Figura 3.19 - Capacidade de transporte das mangueiras Trelleborg - fonte: catálogo da empresa Trelleborg Engineered Systems.....	83
Figura 3.20 - Abastecimento de pilha de material a céu aberto através de transportador fluidizado com múltiplas saídas.....	84
Figura 3.21 - Estimativa rápida da vazão mássica de calha fluidizada - fonte: MILLS (2004).....	88
Figura 3.22 - Balanço de forças atuando em um bloco elementar de alumina fluindo para o repouso	89
Figura 3.23 - a) Bloco elementar de material sólido poroso (alumina fluoretada) em transportador pneumático fluidizado inclinado de um ângulo θ ; b) à esquerda, bloco elementar de alumina fluoretada sendo fluidizado pelas componentes da velocidade superficial do ar V , à direita, balanço de forças por unidade de volume atuando no bloco elementar de alumina fluoretada	92
Figura 4.1 - Permeâmetros usados no laboratório de fluidização da Albras para estudo da velocidade mínima de fluidização.....	101
Figura 4.2 - Arranjo experimental: 1) tomada de ar comprimido; 2) reservatório de ar comprimido; 3) manômetro; 4) regulador de pressão do ar (0-3) bar; 5) válvula de esfera; 6) reguladores de vazão volumétrica do ar de fluidização; 7) rotâmetros (0-10; 0-25; 0-100 e 0-700) LPM; 8) válvulas de esfera; 9) termômetro; 10) membrana porosa de poliéster; 11)	

transmissores digitais de pressão diferencial (0-125; 0-1250 e 0-5000) Pa;	
12) permeâmetro.	102
Figura 4.4 - Perda de carga experimental versus velocidade superficial do ar em leito de alumina fluoretada - $(72,6 \pm 2,7) \mu\text{m}/3387,3 \text{ kg.m}^{-3}$..	104
Figura 4.5 - Medição massa específica: a) real - picnômetro a gás hélio; b) aparente não vibrada - norma ASTM D1895 - 96.....	105
Figura 4.6 - Classificação da alumina fluoretada da Albras pelo critério de GELDART (1973)	106
Figura 4.7 - Permeâmetro retangular de 50x200mm usado no teste de fluidização da alumina fluoretada sub $37 \mu\text{m}$ (GELDART (1973) grupo C).	107
Figura 4.8 - Comparação gráfica dos valores experimentais de V_{mf} preditos pela tese e por COLTTERS e RIVAS (2004)	108
Figura 4.9 - Comparação dos valores obtidos experimentalmente de V_{mf} com os preditos pelos pesquisadores listados na tabela 4.1.	108
Figura 4.10 - Perda de carga experimental versus velocidade superficial do ar em leito de pó de crosta - $(36,84) \mu\text{m}/3220 \text{ kg.m}^{-3}$	110
Figura 4.11 - Permeâmetro cilíndrico usado no laboratório de fluidização da Albras para estudo da velocidade mínima de fluidização	111
Figura 4.12 - a) Caminhos preferenciais no lado inferior no leito de alumina fluoretada inclinado; b) permeâmetro articulado - posição inclinada a 3°	112
Figura 4.13 - Efeito da inclinação do leito fluidizado na V_{mf} da amostra de alumina virgem usada na Albras - simulação da equação de YAMAZAKI <i>et al.</i> (1989).....	112
Figura 4.14 - a) Aparato para medição do ângulo de repouso não aerado e aerado; b) círculos concêntricos com raios conhecidos variando de 25 a 150 mm, passo de 5 mm; c) dados do ângulo de repouso da alumina fluoretada formado em (a).....	113
Figura 4.15 - a) Ângulo de repouso drenado da alumina fluoretada $\pm 34^\circ$; b) pó de crosta ângulo de repouso próximo de 90° - vibrado forma caminhos preferenciais e não escoar	115
Figura 4.16 - Pó de crosta coletado dos filtros de manga.....	115
Figura 4.17 - Sequência de fotos do decaimento do ângulo de repouso aerado da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras	116

Figura 4.18 - Ângulo de repouso aerado da alumina fluoretada versus múltiplos da velocidade mínima de fluidização	116
Figura 4.19 - Detalhe do aparato para medição do ângulo de repouso, mostrando a escala para medição do espalhamento da base do cone da pilha de alumina fluoretada	117
Figura 4.20 - a) Representação do ângulo de fricção interno interpartículas da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras	118
Figura 4.21 - a) Velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga experimental nos poros da manta E 800; b) velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga nos poros da manta E 800 - fonte: catálogo do fabricante Muehlen-Sohn.	120
Figura 4.22 - a) Velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga experimental nos poros da manta 6002; b) velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga nos poros da manta 6002 - fonte: catálogo do fabricante Albany	121
Figura 4.23 - (a) Tela metálica de aço inox, (b) Perda de carga (coluna de água em polegada) versus velocidade de fluidização (pé/min.) - disponível em < www.mkicorp.com >. Acesso em 22 set. de 2010.	122
Figura 4.24 - Teste de manta porosa feita de algodão com espessura de 30 mm, adaptador de STANOGEVIC <i>et al.</i> (2008).....	122
Figura 4.25 - Transportador pneumático fluidizado com três saídas e a esquerda “airslide” convencional - fonte: Albras	123
Figura 4.26 - Arranjo experimental: 1) tomada de ar comprimido; 2) reservatório de ar comprimido; 3) manômetro; 4) regulador de pressão do ar (0-3) bar; 5) válvula de esfera; 6) reguladores de vazão volumétrica do ar de fluidização; 7) rotâmetros (0-10; 0-25; 0-100 e 0-700) LPM; 8) válvulas de esfera; 9) CLP - controlador lógico programável; 10) visor do escoamento do leito de partículas; 11) transportador pneumático fluidizado; 12) chave de nível alto; 13) tambor de 200 litros; 14) chave de nível baixo; 15) balde de 20 litros; 16) balança eletrônica de plataforma	125
Figura 4.27 - Laboratório de fluidização para ensaio do transportador pneumático fluidizado (11) de 3” de diâmetro com 9,3 metros de comprimento - no	

	detalhe o tambor de alimentação (13) na parte superior e os tambores (13) na plataforma intermediária simulando as moegas na cuba eletrolítica nas três descargas do transportador pneumático fluidizado (11) na parte intermediária do prédio - fonte: Albras	126
Figura 4.28 -	a) Formação de calço hidráulico de alumina fluoretada na primeira descarga do transportador no balde com capacidade de 20 litros; b) alumina fluoretada fluindo semelhante à água no transportador pneumático fluidizado em queda livre na primeira descarga do mesmo; c) descarga na última saída no balde sobre a balança eletrônica; d) Transportador pneumático fluidizado de 1,5 metros com três saídas...	127
Figura 4.29 -	a) Cronômetro com precisão de centésimo de segundos; b) balança eletrônica com precisão de 1 g; c) moega de abastecimento do transportador pneumático fluidizado; d) balde com capacidade de 20 L... ..	127
Figura 4.30 -	Vazão mássica ar-alumina fluoretada experimental e teórica comparada por inclinação ($0 - 3^\circ$) versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - (109 LPM) ou $\dot{V}_{mff} = 6,54\text{m}^3 / \text{h}$	131
Figura 4.31 -	Escoamento transportador fluidizado inclinado a 0° e vazão volumétrica $0,5 \dot{V}_{mff}$	131
Figura 4.32 -	a) Transportador pneumático fluidizado construído em fibra de vidro em teste para verificar interferências na sala de cubas eletrolíticas; b) simulação mostrando arranjo para variar inclinação do transportador fluidizado no laboratório de fluidização - fonte: Albras.....	132
Figura 4.33 -	Fotos do vídeo do teste para medição da vazão mássica ar-alumina fluoretada do transportador fluidizado de 3'' e 9,3m de comprimento .	133
Figura 4.34 -	Medição da vazão mássica ar - alumina fluoretada no escoamento no transportador pneumático fluidizado no intervalo de 1 minuto; a) tambor de 200 L.	133
Figura 4.35 -	Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 22,45\text{m}^3 / \text{h}$, diâmetro 41 mm	134

Figura 4.36 - Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 43,88m^3/h$, diâmetro 80 mm.	135
Figura 4.37 - Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 94,35m^3/h$, diâmetro 150 mm.	135
Figura 5.1 - Fluxograma do lavador via úmida da Albras.	137
Figura 5.2 - Evolução histórica do projeto de lavagem a seco dos gases da FAC da empresa Albras.	138
Figura 5.3 - Mangas filtrantes do FM 212002 entupidas pelo alcatrão da corrente gasosa do forno de cozimento anodos E da Albras.	138
Figura 5.4 - Projeto provisório para lavagem a seco dos gases do forno de cozimento E da Albras.	139
Figura 5.5 - Projeto definitivo para lavagem a seco dos gases do forno de cozimento anodos E da Albras.	139
Figura 5.6 - Detalhes do leito fluidizado com sopradores na moega do FM 212002 - fonte: Albras.	140
Figura 5.7 - Mecanismo de adsorção - fonte: VASCONCELOS (2005)	141
Figura 5.8 - Passos das etapas de difusão e equilíbrio do fenômeno da adsorção – fonte: VASCONCELOS (2005).	141
Figura 5.9 - Foto mostrando a moega do FM 212002 e dutos de insuflamento do ar de fluidização no leito fluidizado - fonte: Albras.	145
Figura 5.10 - Detalhes do projeto do leito fluidizado do FM 212002 - (a) vista longitudinal do leito inclinado a 1°; (b) vista transversal mostrando o desnível entre a entrada e a saída e boca de descarga do leito no seu chute de saída - fonte: Albras.	146
Figura 5.11 - Detalhes da montagem dos módulos do leito fluidizado na moega do FM212002 da Albras.	146
Figura 5.12 - Detalhes da montagem do chute de descarga do leito fluidizado na moega de abastecimento do transporte pneumático em fase densa da alumina reagida – fonte: Albras.	147
Figura 5.13 - Primeira camada de alumina formada no leito fluidizado do FM 212002 da Albras.	147

Figura 5.14 - Emissão de dióxido de enxofre na chaminé do forno E - fonte: Albras.....	148
Figura 5.15 - Desempenho da planta de tratamento de gases do forno E comparada com a planta de tratamento convencional de gases dos fornos C e D (ventilation) da Albras no tratamento de SO ₂ e SO ₃ - fornos A e B sem tratamento de gases.....	149
Figura 5.16 - Desempenho da planta de tratamento de gases do forno E comparada com a planta de tratamento convencional de gases dos fornos C e D (ventilation) da Albras no tratamento de ácido fluorídrico - fornos A e B sem tratamento de gases.....	149
Figura 6.1 - (a) Anodo; (b) Butts após pré- limpeza na jateadora de granalhas para retirada da crosta; (c) Pó de crosta que vem no butts - resto do anodo (~ 200 kg) - fonte: Albras.....	150
Figura 6.2 - Detalhes da descarga livre de pó de crosta (sem válvula rotativa) do FM 223001 antes da instalação do tubo fluidizado metálico descrito no capítulo 3 - fonte: Albras	151
Figura 6.3 - a) Tubo fluidizado metálico de 8"/9 metros substituído após vazamento de pó entre a manta porosa e carcaça; b e c) tubo fluidizado concluído em fibra de vidro de vidro de 6" em fase de instalação, inclinado a 4° capacidade de transporte de até (184,24 t/h – 120 cm/min) de pó de crosta coletada pelo FM 223001 da Albras.....	153
Figura 6.4 - Modificações feitas no FM 223001 para descarga do pó de crosta coletado neste filtro, e descarregada no processo da OCH através do tubo fluidizado metálico de 8"/9m - fonte: Albras	153
Figura 6.5 - Vazão mássica ar-pó de crosta predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 33°C - $\dot{v}_{mff} = 27m^3 / h / \text{diâmetro } 150 \text{ mm}$	156
Figura A1.1 - Ilustração do fluxo produtivo e principais insumos da Albras - fonte: Albras.....	167
Figura A1.2 - Cuba eletrolítica para produção de alumínio primário - fonte: Albras...	170
Figura A1.3 - Cubas eletrolíticas onde o pólo negativo é o cátodo e os pólos positivos são: anodo Soderberg (a) ou anodo pré-cozido (b)	171
Figura A1.4 - Fluxograma simplificado do processo de produção do anodo	172

Figura B1.1 - Esquema típico de um permeâmetro - (a) detalhes do insuflamento de ar na câmara limpa, mídia porosa e perda de carga e altura do leito fluidizado, (b) permeâmetro de secção quadrada, (c) permeâmetro de secção circular, (d) foto permeâmetro de secção circular, (e) foto permeâmetro de secção quadrada	174
Figura B1.2 - Detalhes de um permeâmetro articulado - (a) posição inclinada para avaliar o efeito da inclinação na V_{mf} , (b) base articulada na posição inclinada, (c) mídia porosa	174
Figura B1.3 - Detalhes construtivos do permeâmetro da Albras - (a) fixação/vedação da mídia porosa e câmara limpa do permeâmetro, (b) corte transversal do permeâmetro mostrando a câmara limpa e o leito fixo de partículas ..	175
Figura B1.4 - Relação típica entre o diferencial de pressão e a velocidade do ar para escoar através de um leito fluidizado - adaptado de MILLS (2004)	175
Figura B1.5 - Arranjo típico de um permeâmetro com a sua instrumentação - adaptado de MILLS (2004)	176
Figura B1.6 - Dimensões recomendadas para tomadas de pressão de um permeâmetro (as dimensões indicadas na figura estão no sistema Inglês) - adaptado de MILLS (2004)	177
Figura D.1 - Perda de carga experimental e teórica versus velocidade superficial do ar em leito fluidizado de alumina fluoretada - $(72,6 \pm 2,7) \mu m / 3387,3 kg.m^{-3}$	178
Figura D.2 - Foto mostrando o transmissor digital de pressão diferencial a esquerda e rotâmetros usados no laboratório de fluidização da empresa Albras, o de 10 LPM na parte superior direita da foto	182

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Propriedades de materiais usados em processos industriais – fonte: MILLS (2004).....	17
Tabela 2.2 - Esfericidade de partículas adaptado de KUNII e LEVENSPIEL (1991)...	21
Tabela 2.3 - Adaptada de “US Sieve séries and Tyler Mesh Size Equivalent”.....	24
Tabela 2.4 - Propriedades básicas de materiais testados em laboratório - fonte: MILLS (2004)	25
Tabela 2.5 - Ângulo de repouso por derramamento de materiais particulados - fonte: MILLS (2004).....	30
Tabela 2.6 - Ângulo de repouso e de atrito interno de materiais particulados - fonte: Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003).	33
Tabela 2.7 - Interpretação de RHODES (1998) sobre a classificação clássica de GELDART (1973) - adaptado de MELO (2008).....	38
Tabela 2.8 - Interpretação de MOLERUS (1982) sobre a classificação clássica de GELDART (1973) - adaptado de PUCHYR (1998).....	39
Tabela 3.1 - Seleção de “airslide” - disponível em: < www.flsmidth.com >. Acesso em: 20 set. 2010.	75
Tabela 4.1 - Equações semi-empíricas para predição de V_{mf} ..	100
Tabela 4.2 - Análise granulométrica da alumina fluoretada – (tamanho mínimo/máximo das partículas: (68,68/78,23 – desvio padrão 2,7) μm) – fonte: Albras	102
Tabela 4.3 - Parâmetros físicos das partículas do leito de alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.....	105
Tabela 4.4 - Comparação dos valores preditos e experimentais da velocidade mínima de fluidização da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.	107
Tabela 4.5 - Análise granulométrica do pó de crosta - fonte: Albras	109
Tabela 4.6 - Comparação dos valores preditos e experimentais da velocidade mínima de fluidização do pó de crosta usado no processo produtivo da Albras. ...	111
Tabela 4.7 - Medição do ângulo de repouso da alumina fluoretada da Albras	114
Tabela 4.8 - Propriedades da alumina fluoretada usada na Albras - dados de entrada.	124

Tabela 4.9 - Planilha para medição de vazão mássica de alumina fluoretada; a) transportador inclinado a 1° ascendente; b) transportador inclinado a 3° descendente.....	128
Tabela 4.10 - Resultados experimentais dos ensaios de medição de vazão mássica de alumina fluoretada	129
Tabela 4.11 - Resultados preditos pela equação 3.45 para vazão mássica do escoamento ar-alumina fluoretada.	130
Tabela 4.12 - Comparação da predição de vazão mássica ar-negro de fumo pela equação 3.45 – dados baseados nos experimentos de GUPTA <i>et al.</i> (2010) e catálogo da empresa Trelleborg para mangueira fluidizada inclinada a 0°.....	136
Tabela 4.13 - Comparação da predição de vazão mássica ar-negro de fumo pela equação 3.10 – dados baseados nos experimentos de GUPTA <i>et al.</i> (2010) e catálogos das empresas Trelleborg, FLSmidth e MILLS (2004) para mangueira fluidizada e “airslide” inclinados a 6° descendente..	136
Tabela 5.1 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para alumina virgem usada no leito fluidizado do FM 212002.	144
Tabela 5.2 - Parâmetros de projeto do leito fluidizado do FM 212002 baseados nos resultados numéricos da equação 3.45.....	145
Tabela 6.1 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8”/3,78m inclinado a 0° - 2,2°	154
Tabela 6.2 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8”- 3,78m inclinado a 0° e 2,2°	154
Tabela 6.3 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8”/9,0m inclinado a 0° e 4°	154
Tabela 6.4 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8”/9,0m inclinado a 0° e 4°	155
Tabela 6.5 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado não metálico de 6”/9,0m inclinado a 0° e 4°	155

Tabela 6.6 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado não metálico de 6"/9,0m inclinado a 0° e 4°	155
Tabela A1.1 - Insumos para produção de uma tonelada de alumínio primário produção de uma tonelada de alumínio primário.....	168
Tabela D1 - Pontos do trecho AB do leito fixo de alumina fluoretada ilustrado na figura D.1.....	179
Tabela D2 - Cálculo da incerteza no cálculo experimental da velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) do leito fixo de alumina fluoretada plotado na figura 4.4.....	183

NOMENCLATURA

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACÕES

ABAL - Associação Brasileira do Alumínio

ALBRAS - Alumínio Brasileiro SA

ALUNORTE - Alumina do Norte do Brasil

ALUVALE - Vale do Rio Doce Alumínio SA

AR - Ângulo de repouso

ASTM - American Society for Testing and Materials

BPF1A - Baixo ponto de fulgor 1 alto

Butts - Resto do anodo no processo de fabricação de alumínio primário

CA - Coluna de água

CEFETPA - Centro Federal de Educação Tecnológica do Pará

CLP - Controlador lógico programável

CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente

CVRD - Companhia Vale do Rio Doce

FAC - Forno de Cozimento de Anodos

FAV - Fábrica de Anodos Verdes

FM - Filtro de Manga

IFTPA - Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Pará

ITEC - Instituto de Tecnologia da UFPA

LPM - Litros por minuto

MRN - Mineração Rio do Norte

NAAC - Nippon Amazon Aluminium Co. Ltd.

OCH - Oficina de Chumbamento de Hastes

OECD-The Overseas Economic Cooperation Fund

PID - Proporcional integral derivativo

PRODERNA – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da
Amazônia

PVC - Poly Vinyl Chloride (policloreto de vinil)

PTG - Planta de tratamento de gases

RPM - Rotações por minuto

Set-point - Valor de referência desejado em uma malha de controle de processo

SCFM - Standard cubic feet per minute

TH - Transportador helicoidal

TMS - The Minerals, Metals & Materials Society

UFPA - Universidade Federal do Pará

UHDPS - Ultra High Dense Phase System

USA - United State of America

VP – Válvula proporcional

ZALCO - Zeeland Aluminium Company

LISTA DE SÍMBOLOS

a	Constante empírica da equação de Gupta, [-]
A	Área de secção transversal do permeâmetro tubo ou calha fluidizada, [L ²]
A_o	Área de secção transversal do orifício de descarga moega, [L ²]
A	Fator viscoso da equação de Ergun, [FL ⁻⁴ T ¹]
A_f	Área de fluidização da calha ou tubo fluidizado, [L ²]
A_{IF}	Área do leito fluidizado, [L ²]
$A_r = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g}$	- N° de Arquimedes, [-]
b	Largura do tubo ou calha fluidizada, [L]
B	Fator inercial da equação de Ergun, [ML ⁻⁴]
c	Coesão entre as partículas de um bloco de material particulado, [FL ⁻²]
C	Fator de permeabilidade, [-]
C	Concentração de saída do soluto (adsorativo que ficou na corrente gasosa), [ML ⁻³]
C_0	Concentração inicial do soluto (adsorativo na corrente gasosa de entrada no leito fluidizado), [ML ⁻³]
C_{DS}	Coeficiente de arrasto de uma partícula sólida isolada, [-]
%C	Compactação do material da amostra, [-]
d_{eff}	Diâmetro efetivo da partícula sólida, [L]
d_p	Diâmetro da partícula sólida, [L]
d_{pi}^-	Diâmetro médio entre peneiras consecutivas, [L]
d_{sph}	Diâmetro esférico equivalente da partícula sólida, [L]
D	Diâmetro do leito, calha ou tubo fluidizado, [L]
E	Força de empuxo do gás sobre a partícula sólida, [F]
$F_r = V_{mf} / \sqrt{d_p g}$	- N° de Froude da partícula na velocidade mínima de fluidização, [-]
F_{atrito}	Força de atrito interpartículas-manta de fluidização por unidade de volume, [FL ⁻³]
F_{Dx}^-	Força de arrasto do gás sobre as partículas sólidas por unidade de volume na direção (x), [FL ⁻³]

F_{Dy}^-	Força de arrasto do gás sobre as partículas sólidas por unidade de volume na direção (y), [FL ⁻³]
F_D^-	Força de arrasto do gás sobre a partícula sólida, [F]
g	Aceleração da gravidade, [LT ⁻²]
G	Carregamento de sólidos no transportador pneumático ou razão do fluxo de massa, [-]
H_0	Altura inicial do leito fluidizado, [L]
H_{mf}	Altura do leito fluidizado na velocidade mínima de fluidização, [L]
HR	Razão ou taxa de Hausner, [-]
<i>inclin</i>	Ângulo de inclinação da reta de perda de carga em um leito fixo, [°]
K	Fator de McCABE e SMITH, [-]
K_1, K_2, K_3	Coeficiente da equação proposta pelo autor para cálculo de $\dot{m}$, [-]
$\bar{K}_1$	Coeficiente da equação proposta pelo autor para cálculo de V_{mf} , [-]
$K_{\theta=0}$	Constante da equação de Gupta para calha fluidizada inclinada a 0°
$k_{m\mu}$	Resistência à passagem de gás na manta ou mídia porosa, [FL ⁻³ T]
$k_{m\rho}$	Resistência à passagem de gás na manta ou mídia porosa, [FL ⁻⁴ T ²]
k_τ, k_μ	Constantes características das partículas no escoamento - equação de Ishida-Shirai, [-]
$k_\tau y$	Tensão de cisalhamento máximo no fundo do leito fluidizado - equação de Ishida-Shirai, [FL ⁻²]
$k_\mu y$	Viscosidade aparente do escoamento do leito de partículas - equação de Ishida-Shirai, [ML ⁻¹ T ⁻¹]
L	Comprimento do tubo ou calha fluidizada, [L]
mg	Peso da partícula sólida, [F]
$\dot{m}$	Vazão mássica de sólidos da calha ou tubo fluidizado, [MT ⁻¹]
m_s	Massa da partícula sólida, [M]
M_s	Massa das partículas sólidas, [M]
n	Número de partículas da amostra, [-]
q	Quantidade adsorvida por grama de adsorvente, [ML ⁻³]

$$R_{epmf} = \frac{d_p V_{mf} \rho_g}{\mu_g} - \text{N}^\circ \text{ de Reynolds da partícula sólida na velocidade mínima de}$$

fluidização, [-]

t_{st} Tempo de residência de um gás no leito fluidizado, [T]

$\dot{V}$ Vazão volumétrica do ar de fluidização, [L³T⁻¹]

V Velocidade superficial do ar ou gás, [LT⁻¹]

V_{cc} Volts corrente contínua, [FLQ⁻¹]

V_{mf} Velocidade intersticial mínima de fluidização, [LT⁻¹]

V_ε Velocidade intersticial do gás em um leito fixo, [LT⁻¹]

V_{mb} Velocidade mínima de formação de bolhas em um leito fluidizado, [LT⁻¹]

V_{mc} Velocidade mínima de fluidização em regime de transporte pneumático em fase diluída, [LT⁻¹]

V_{mf} Velocidade mínima de fluidização, [LT⁻¹]

V_{mff} Velocidade mínima de fluidização do leito totalmente fluidizado, [LT⁻¹]

V_{mfi} Velocidade mínima de fluidização inicial de um leito inclinado, [LT⁻¹]

V_{mfs} Velocidade mínima de fluidização em regime de um leito inclinado, [LT⁻¹]

V_{mr} Velocidade mínima de fluidização em regime de fluidização rápida, [LT⁻¹]

V_p Velocidade da partícula sólida, [LT⁻¹]

V_{Sl} Velocidade de deslizamento da partícula sólida no leito fluidizado, [LT⁻¹]

V_t Velocidade terminal da partícula sólida, [LT⁻¹]

V_{tr} Velocidade de transporte da partícula sólida em um leito fluidizado rápido, [LT⁻¹]

V_s Volume real da partícula sólida, [L³]

V_{total} Volume total que as partículas sólidas ocupam incluindo os espaços vazios, [L³]

$V_{total-compactado}$ Volume total compactado que as partículas sólidas ocupam, [L³]

LETRAS GREGAS

α Ângulo formando por uma pilha de partículas sólidas em relação ao plano horizontal, [°]

$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ Coeficientes de ajustes da equação proposta pelo autor para cálculo de V_{mf} , [-]

α_c Ângulo de inclinação da parede do leito fluidizado cônico em relação ao plano horizontal [°]

β Ângulo de repouso de leito fixo de partículas sólidas em relação ao plano horizontal, [°]

$\beta_{\text{fluidizado}}$ Ângulo de repouso fluidizado em relação ao plano horizontal, [°]

Δh Altura entre dois pontos do leito fixo, [L]

Δh_{mf} Altura entre dois pontos do leito fluidizado na velocidade mínima de fluidização, [L]

ΔP Perda de carga entre dois pontos, [FL⁻²]

$\Delta P_{\text{leito},mf}$ Perda de carga entre dois pontos devido ao escoamento do gás na velocidade mínima de fluidização, [FL⁻²]

ΔP_m Perda de carga na manta ou mídia porosa, [FL⁻²]

ε Porosidade do leito fixo, [-]

ε_{lf} Porosidade do leito fluidizado, [-]

ε_{mf} Porosidade do leito fluidizado na velocidade mínima de fluidização, [-]

ε_{mff} Porosidade do leito totalmente fluidizado, [-]

ε_{mc} Porosidade do leito em regime de transporte pneumático em fase diluída, [-]

ε_s Fator de empacotamento ou fração de sólidos do leito fixo, [-]

ϕ_s Esfericidade da partícula sólida, [-]

ϕ_i Ângulo de fricção interno entre as partículas sólidas, [°]

ϕ_μ Ângulo de fricção interpartículas sólidas, [°]

μ_a Coeficiente de atrito interpartículas-manta de fluidização, [-]

μ_g Viscosidade do gás, [ML⁻¹T⁻¹]

θ	Ângulo que forma o eixo do leito, calha ou tubo fluidizado com a linha horizontal, [°]
ρ_b	Massa específica aparente fluidizada das partículas, [ML ⁻³]
$\rho_{b_{nv}}$	Massa específica aparente seca não vibrada, [ML ⁻³]
ρ_g	Massa específica do gás, [ML ⁻³]
ρ_s	Massa específica da partícula sólida, [ML ⁻³]
ρ_t	Massa específica aparente seca batida/vibrada, [ML ⁻³]
σ	Tensão normal ao plano de cisalhamento, [FL ⁻²]
σ_x	Tensão normal de cisalhamento na direção (x), [FL ⁻²]
τ	Tensão de cisalhamento, [FL ⁻²]
τ_c	Tensão de cisalhamento limite, [FL ⁻²]
τ_{xy}	Tensão de cisalhamento na direção (x) escoamento na direção (y), [FL ⁻²]

CAPÍTULO 1

CONSIDERAÇÕES INICIAIS

1.1 - INTRODUÇÃO

Este trabalho é motivado pelos problemas do dia-a-dia vivenciados na fábrica da ALBRAS, principalmente aqueles gerados pelo manuseio de materiais particulados e geração de gases do processo produtivo da área de carbono devido à possibilidade de danos ao meio ambiente.

A aproximação com a Universidade Federal do Pará em 1998, através do Departamento de Engenharia Mecânica - professor André Mesquita, veio mitigar um pouco a nossa falta de conhecimento nesta área de operações unitárias da engenharia. Em 1998, foi desenvolvido um estudo sobre lavagem a seco de hidrocarbonetos gerados na fábrica de Anodos Verdes (FAV). Os hidrocarbonetos são adsorvidos na fração ultrafina de coque injetada em um transportador pneumático em fase diluída – foi publicado o trabalho “Exhaustion and dry scrubbing of pitch fumes” no TMS 128th annual meeting em San Diego, California USA 1999. Este trabalho ganhou o prêmio Alcoa 2000 como o melhor trabalho da sessão de meio ambiente e segurança ocupacional do congresso internacional de 2000 da ABAL (Associação Brasileira do Alumínio) realizado na cidade de São Paulo - SP.

Posteriormente em 2000, foi desenvolvido outro estudo com o projeto e construção de um lavador (protótipo) para estudar a lavagem a seco de dióxido de enxofre e ácido fluorídrico produzidos no Forno de Cozimento de Anodos (FAC) usando cal hidratada e/ou alumina em um leito fluidizado – foi publicado o trabalho “Development of a Mathematical Model to Treat the Albras Bake Furnaces Fumes Based on a Cooling Tower and a Fluidized Bed” no TMS 130th annual meeting em New Orleans, Louisiana USA 2001.

A parceria entre indústria e academia tem gerado benefícios para academia com a produção de trabalhos científicos, dissertação de mestrado e esta tese de doutorado. A indústria tem melhorado o seu processo produtivo reduzindo o desperdício de matéria-prima e aumento da produtividade e produção limpa, e o consequente respeito ao meio ambiente. A sociedade tem ganhado com a minimização da dependência de produtos importados e premiações a nível nacional nunca antes ganho pelo Estado do Pará.

O ganho de premiações e a agregação de conhecimento através da parceria com a academia (Universidade Federal do Pará e Centro Federal de Educação Tecnológica do Pará atual Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Pará) fizeram com que a diretoria da ALBRAS Alumínio Brasileiro S.A. solicitasse o estudo para abastecimento contínuo de suas cubas eletrolíticas através de tubos fluidizados.

O desafio proposto pela Albras foi aceito, uma vez que tirará o nosso país da dependência de tecnologia importada principalmente da Europa e Estados Unidos da América e agregará mais conhecimento para a academia e a indústria nacional.

Para justificar uma tese de doutorado e o trinômio adotado na UFPA (Ensino – Pesquisa e Extensão), procuramos projetar um sistema único diferente dos encontrados no mercado colocando o nosso País na trilha dos Países que investem na formação de pesquisadores agregadores de tecnologia, objetivando tirar o Brasil, e no nosso caso, a região Amazônica da dependência tecnológica de outros países.

Assim, o presente trabalho tem o objetivo de estudar em detalhes a fluidização e o transporte de sólidos através de tubos fluidizados, trazendo contribuições para a compreensão dos fenômenos envolvidos e desenvolvimento de projeto com validação experimental.

Bancada experimental:

- Projeto e fabricação de permeâmetros e tubos fluidizados em fibra de vidro para ensaios experimentais e validação dos resultados numéricos das equações propostas nesta tese para o cálculo teórico da velocidade mínima de fluidização e da vazão mássica do tubo fluidizado projetado usando alumina fluoretada e pó de crosta.

Como estudo de casos, tem-se:

- Verificação operacional dos resultados numéricos da equação proposta nesta tese para estimativa da vazão mássica de alumina do leito fluidizado, construído na moega do filtro de mangas usado na lavagem de dióxido de enxofre, ácido fluorídrico e alcatrão, gases do processo de cozimento de anodos da Albras;
- Projeto e construção de tubos fluidizados metálicos e não metálicos para transporte de pó de crosta coletados dos filtros de manga das Oficinas de chumbamento de Hastes (OCH I e II) da Albras.

Visando facilitar a compreensão do contexto geral no qual este trabalho está inserido, far-se-á uma breve descrição da unidade fabril (área de carbono e reduções da Albras) relacionada diretamente com a aplicação desta tese de doutorado, e uma descrição mais completa dos processos produtivos ali encontrados. Posteriormente, uma apresentação da empresa Albras será realizada e finalmente o processo de produção do alumínio e do anodo.

A área de carbono é composta por três unidades fabris: o anodo verde ou Fábrica de Anodo Verde (FAV), o anodo cozido ou Fábrica de Anodo Cozido (FAC) e o chumbamento ou Oficina de Chumbamento de Haste (OCH).

A figura 1.1 ilustra o fluxograma de processo da produção do alumínio primário. Maiores detalhes desse processo são mostrados no anexo A desta tese.

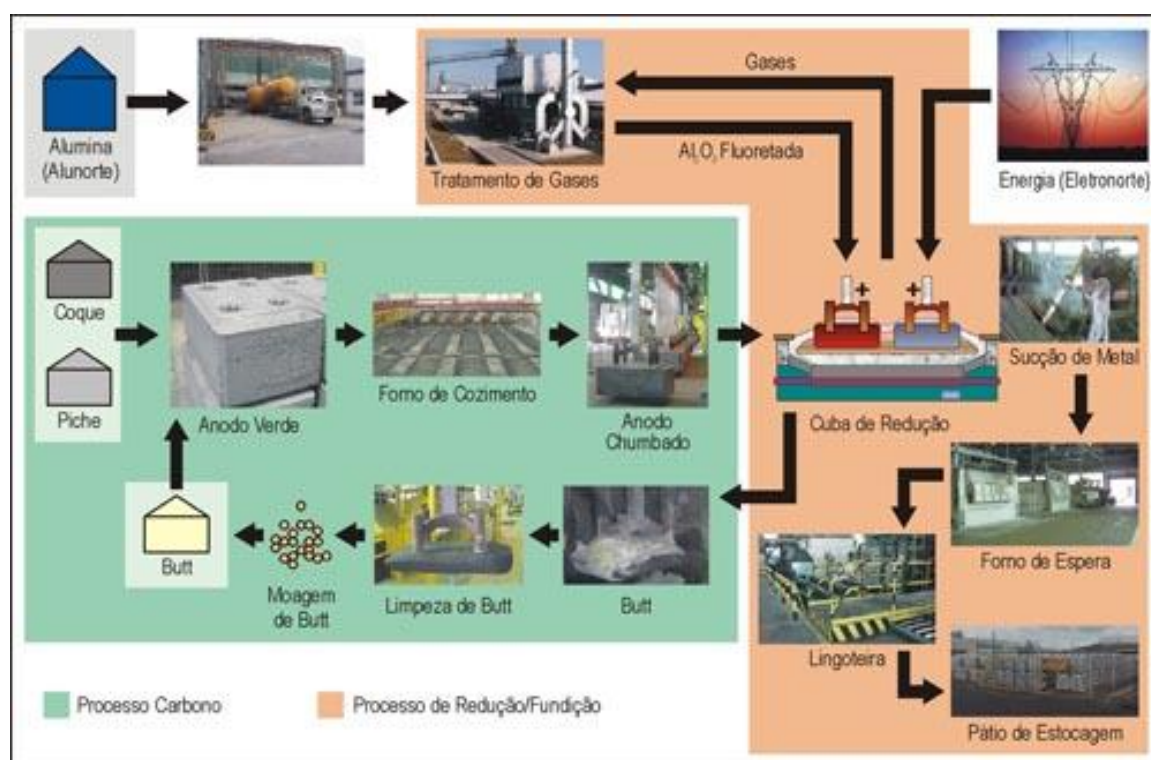


Figura 1.1 - Fluxograma do processo de produção do alumínio primário – fonte: Albras.

1.2 - ABASTECIMENTO DAS CUBAS ELETROLÍTICAS DA ALBRAS

O abastecimento atual das cubas da Albras, como mostrado nas figuras 1.2 e 1.3, é o feito por pontes rolantes, causando bastante vazamento de alumina ao meio ambiente, emissão de gases e redução da eficiência do processo.

Uma das principais tarefas do operador de forno de redução é o abastecimento das cubas, como se observa na figura 1.2. Estima-se que cerca de 1% da alumina usada para

produção do alumínio vaze quando abastecido por ponte rolante, gerando retrabalho na varrição do piso do prédio. A tarefa gera muita emissão de material particulado para o meio ambiente operacional.



Figura 1.2 - Abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio primário -
fonte: Albras.

Caso a ponte rolante apresente alguma avaria, causará muitos problemas operacionais, deixando de abastecer alumina nas moegas da cuba eletrolítica. Sem alumina, a cuba além de não produzir metal, entra em efeito anódico (sobretensão na cuba que trabalha em condições normais com $4,2 V_{cc}$ - 170 kA). O efeito anódico é causado pela emissão dos gases do efeito estufa como CO, CF_4 , C_2F_6 . Esses gases carbonofluorados, geram bolhas isolantes elétricas que aderem debaixo do anodo. O aumento da resistência elétrica entre o anodo e o catodo, com a passagem da corrente elétrica na cuba, causa a sobre tensão entre anodo e catodo. A falta de alumina diminui a eficiência de corrente da cuba eletrolítica, prejudicando o desempenho da mesma.

Com o abastecimento contínuo, a cuba eletrolítica estará sempre com as suas moegas cheias de alumina, como se observa na figura 1.4, eliminando o vazamento causado no abastecimento por ponte rolante, reduzindo praticamente a zero o efeito anódico, reduzindo a emissão de gases do efeito estufa, e por acréscimo, aumenta a eficiência de corrente - ver gráfico da figura 1.5.

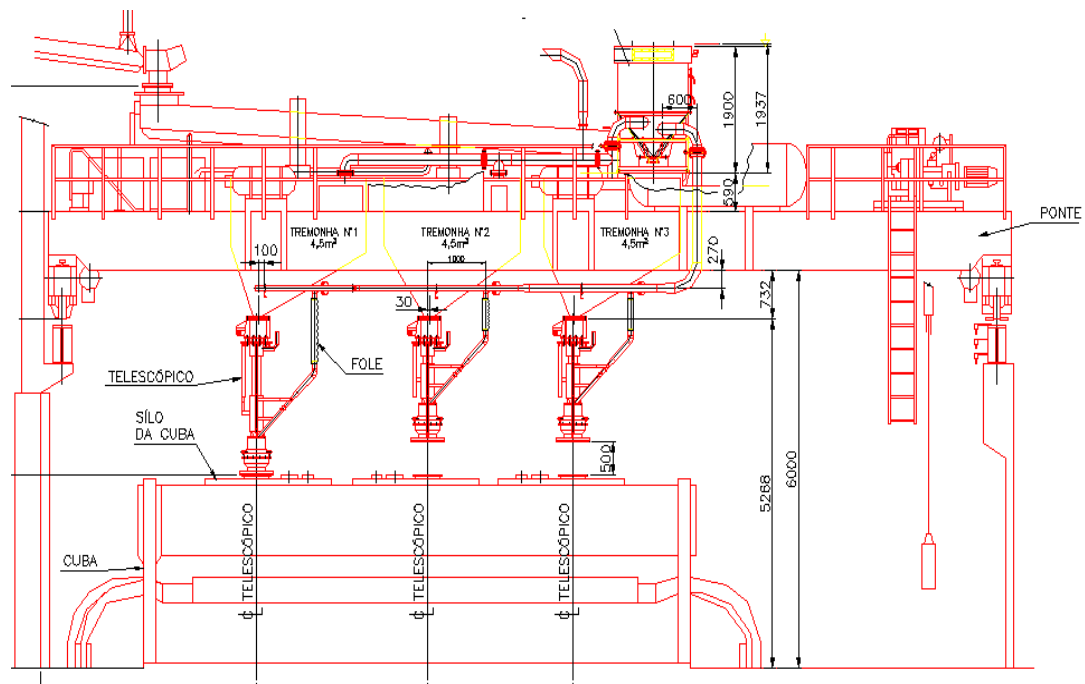


Figura 1.3 - Desenho esquemático de ponte rolante abastecendo cuba eletrolítica para produção de alumínio primário – fonte: Albras.

Observa-se na figura 1.5, a redução significativa da emissão de gases na sala de cubas da empresa Zalco instalada na Holanda após a implementação do abastecimento contínuo das cubas eletrolíticas via calhas fluidizadas metálicas compradas da empresa francesa Alesa.

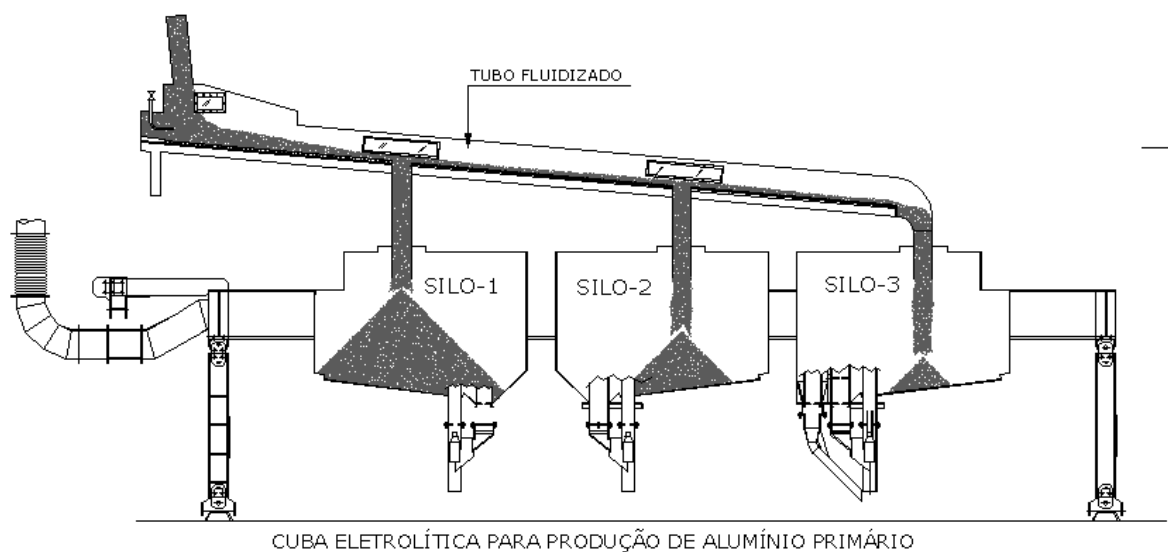


Figura 1.4 - Abastecimento contínuo de cuba eletrolítica usando tubo fluidizado com três chutes de descarga nos silos da cuba.

O ganho desse sistema é significativo: ganha o meio ambiente; a produtividade da cuba eletrolítica com o aumento de sua eficiência de corrente; os seres humanos com uma melhor qualidade de vida devido à redução do esforço físico; redução da exposição ao calor e redução de material particulado no ambiente de trabalho.

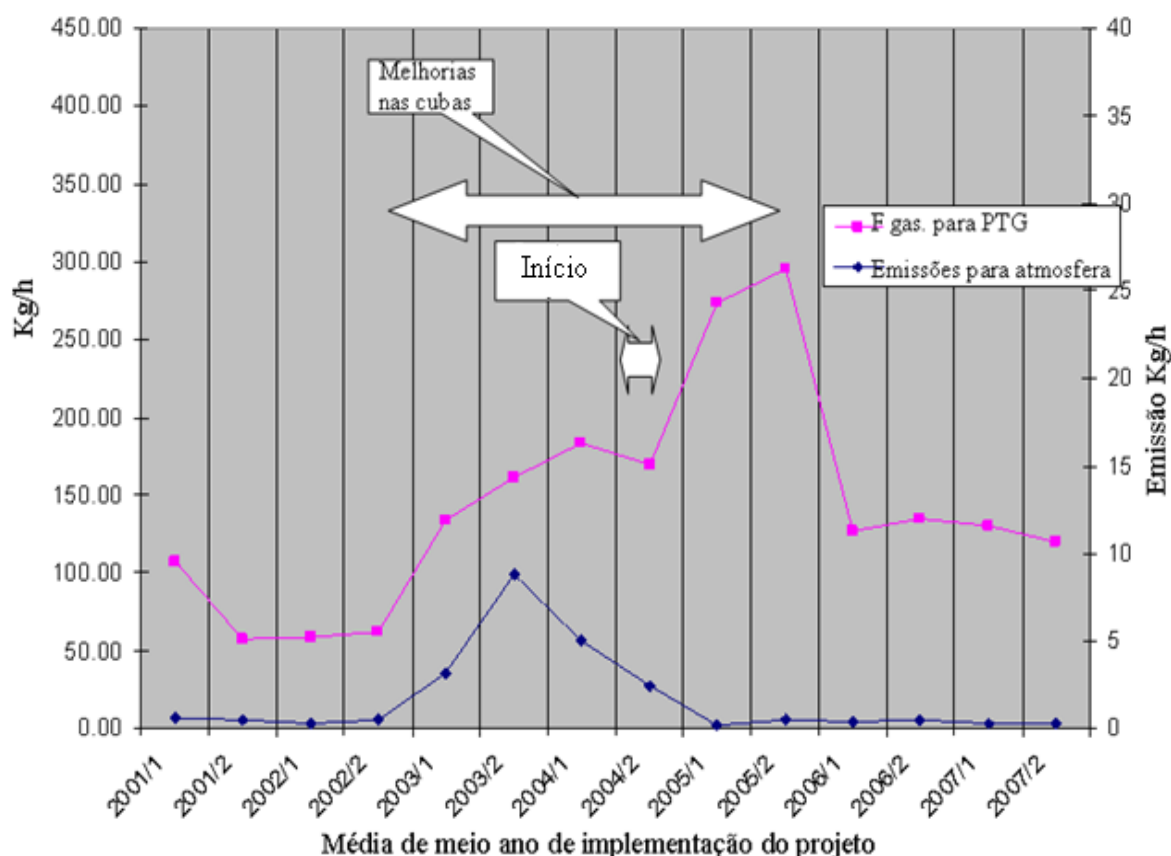


Figura 1.5 - Redução da emissão de gases para planta de tratamento de gases e meio ambiente em uma sala de cubas eletrolíticas da empresa Zalco. Disponível em:

<www.alcanalesa.com>. Acesso em: 22 set. 2010.

Empresas que implantam esse tipo de projeto podem solicitar o crédito de carbono, ajudando de certa forma a pagar o investimento feito na melhoria tecnológica.

Um dos objetivos desta tese é tornar esse tipo de projeto mais viável, reduzindo o custo de aquisição dessa tecnologia ainda não disponível em nosso país, reduzindo o custo de instalação, operação e manutenção dos projetos convencionais atualmente disponíveis no mercado internacional.

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS SOBRE FLUIDIZAÇÃO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS

2.1 - INTRODUÇÃO E BREVE HISTÓRICO

A fluidização é uma operação unitária da engenharia na qual uma mistura gás-sólido se comporta como um fluido quando atravessado no sentido ascendente por um gás ou líquido. Nesta tese o fluido é o ar.

Segundo MILLS (2004), não se sabe quando a aeração de sólidos foi usada pela primeira vez como meio de transporte de material sólido, mas uma das primeiras patentes relevantes foi a de Dodge, em 1895 na Alemanha. Ele propôs o uso do ar entrando em uma calha aberta através de ranhuras em sua base para transportar grãos de materiais grossos. O progresso desse método ocorreu trinta anos depois no transporte de cimento em calhas aeradas.

A empresa alemã Polysius foi pioneira no desenvolvimento de calhas fluidizadas assistidas pela aceleração da gravidade, sendo tal desenvolvimento seguido pela companhia de cimento Portland Huron nos Estados Unidos da América. A fábrica da Huron fica em Alpena, estado do Michigan, foi uma das primeiras empresas a fazer uso comercial desse método de transporte, e denominou o mesmo de “airslide”, termo até hoje utilizado.

Outra empresa a fazer grande desenvolvimento na aplicação de transportador fluidizado foi a empresa chamada Fuller, a qual os fabricou sob licença da Huron - fonte: MILLS (2004).

Os primeiros estudos teóricos sobre fluidização começaram com KOZENY (1927) e CARMAN (1937) com base na equação da permeabilidade e ERGUN (1952) - efeito da inércia em leito fluidizado.

Segundo GELDART (1986) *apud* DECHSIRI (2004), o tempo de viagem de uma espaçonave para Saturno pode ser prevista mais precisamente do que o comportamento de um reator de leito fluidizado. Embora essa frase tenha sido dita há mais de 20 anos, ela permanece verdadeira no novo milênio da engenharia de fluidização. As dificuldades na predição permanecem em parte devido à complexidade e ambigüidade na definição dos parâmetros fundamentais tais como: o tamanho, o formato e a massa específica das partículas. Esses parâmetros têm um papel importante no cálculo e na previsão da dinâmica dos leitos fluidizados.

Muitas das propriedades físicas são estimadas indiretamente, tais como o formato das partículas e a porosidade do leito fluidizado. Todos esses fatores são explicitamente ou implicitamente significativos na estimativa do comportamento das operações de fluidização, embora novas tecnologias tenham nos ajudado a entender e a oferecer previsões mais precisas sobre a fluidização.

2.2 - MEDIDAS DA MASSA ESPECÍFICA E POROSIDADE DAS PARTÍCULAS SÓLIDAS

2.2.1 - MASSA ESPECÍFICA REAL

A massa da partícula sólida dividida por seu volume real, excluindo poros abertos e poros fechados. A massa específica do pó como se esse fosse fundido em uma massa sólida sem vazios - equação 2.1.

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_s} \quad (2.1)$$

Onde: ρ_s é massa específica real, m_s é a massa da partícula sólida e V_s é o volume real da partícula. A massa específica real da partícula sólida é medida em laboratórios por um equipamento chamado picnômetro a gás (normalmente gás Hélio) - figura 2.1.



Figura 2.1 – Foto picnômetro a gás hélio – fonte: Albras.

O procedimento para o cálculo da massa específica real da partícula segue norma técnica para calcular a massa específica real da partícula usando gás hélio 99,9%.

Este procedimento mede o volume de gás correspondente ao volume do esqueleto das partículas da amostra (volume real das partículas V_s), a massa da amostra é medida em balança de precisão.

O picnômetro usa a equação 2.1 para calcular a massa específica real da partícula. O valor do cálculo é mostrado no indicador digital do equipamento.

2.2.2 - MASSA ESPECÍFICA APARENTE SECA NÃO VIBRADA (apparent bulk density)

A massa das partículas sólidas dividida pelo volume que elas ocupam, incluindo os espaços vazios entre essas partículas (poros) - equação 2.2.

$$\rho_{bnv} = \frac{M_s}{V_{total}} \quad (2.2)$$

Onde: ρ_{bnv} é a massa específica aparente seca não vibrada, M_s é a massa das partículas sólidas e V_{total} é o volume total não vibrado que as partículas sólidas ocupam incluindo os poros entre as mesmas no recipiente.

O procedimento para o cálculo da massa específica aparente das partículas de uma amostra segue a norma técnica - figura 2.2.

- 1) Tapa-se a descarga do funil da figura 2.2;
- 2) Descarrega-se $115 \text{ cm}^3 \pm 5 \text{ cm}^3$ da amostra do material em teste no funil;
- 3) Libera-se a descarga do funil e a amostra escoar por queda livre (material de fácil escoamento tipo alumina, coque, etc.) para o recipiente cilíndrico de $100 \text{ cm}^3 \pm 5 \text{ cm}^3$, previamente pesado, abaixo do funil;
- 4) Nivela-se com uma espátula a superfície superior do cilindro sem vibrá-lo retirando-se o excesso de material da amostra;
- 5) Pesa-se o cilindro com o material da amostra em uma balança de precisão de 0,01 g;
- 6) Subtrai-se a massa do cilindro e tem-se a massa M_s da amostra;

7) Usa-se a equação 2.2 para calcular a massa específica aparente seca não vibrada das partículas da amostra em g/cm^3 .



Figura 2.2 - Aparato para determinação da massa específica aparente não vibrada do material particulado (amostra).

2.2.3 - MASSA ESPECÍFICA APARENTE SECA BATIDA/VIBRADA

A massa específica aparente seca compactada de uma amostra batida ou vibrada por dispositivo, como se pode ver na figura 2.3.

Vibra-se/bate-se o recipiente com a amostra de material contendo o número (n) de partículas até não se observar mudanças na redução do volume da amostra compactada.

Com a equação 2.3, calcula-se a massa específica aparente batida.

$$\rho_t = \frac{M_s}{V_{total - compactado}} \quad (2.3)$$

Onde: ρ_t é a massa específica aparente seca batida/vibrada, M_s é a massa das partículas sólidas e $V_{total-compactado}$ é o volume total batido/vibrado que as partículas sólidas compactadas ocupam, incluindo os poros entre as mesmas no recipiente.

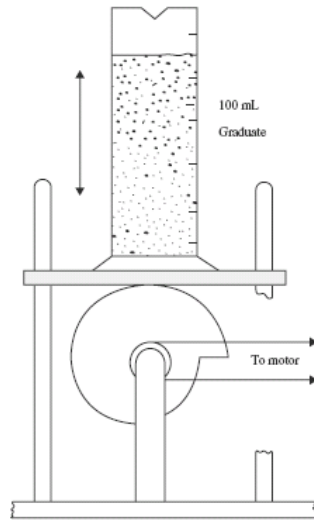


Figura 2.3 - Aparato para batimento/vibração da amostra de material particulado - fonte: NEUMAN (1953).

2.2.4 - RAZÃO OU TAXA DE HAUSNER (HR)

A razão entre a massa específica aparente seca batida/vibrada e a massa específica aparente seca não vibrada - equação 2.4.

$$HR = \frac{\rho_t}{\rho_{bnv}} \quad (2.4)$$

2.2.5 - COMPACTAÇÃO DO MATERIAL DA AMOSTRA (%C)

CARR (1965) relatou que quanto mais compactável é um material particulado (equação 2.5 e a taxa de Hausner, equação 2.4, for maior que a unidade, ou seja, $HR > 1$), mais pobres são as suas propriedades de escoamento. Por exemplo, o cimento Portland, barita e negro de fumo, que apresentam compactação maior que 40%, ver tabela 2.1. Materiais coesivos do grupo C da classificação de GELDART (1973) figura 2.22.

Se $HR = 1$ ou $\%C = 0$, o material tem melhores propriedades de escoamento.

$$\%C = \left(\frac{\rho_t - \rho_{bnv}}{\rho_t} \right) 100 \quad (2.5)$$

2.2.6 - POROSIDADE DE UMA AMOSTRA SECA (LEITO FIXO NÃO VIBRADO OU AERADO) (ε)

O volume de vazios dividido pelo volume total da amostra, ver figura 2.4.

$$\varepsilon = \frac{V_{total} - nV_s}{V_{total}} = 1 - \frac{nV_s}{V_{total}} \quad (2.6)$$

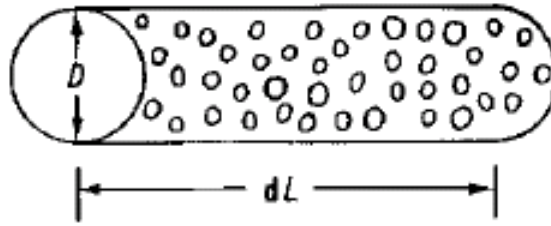


Figura 2.4 – Volume elementar com n partículas sólidas suspensas em uma corrente de ar – fonte: KLINZING *et al.* (1997).

$$\rho_{bnv} = \frac{M_s}{V_{total}} = \frac{n\rho_s \cdot V_s}{V_{total}} \quad (2.7)$$

Portanto, usando as equações 2.6 e 2.7, teremos a equação 2.8.

$$\frac{nV_s}{V_{total}} = \frac{\rho_{bnv}}{\rho_s} \quad (2.8)$$

Substituindo a equação 2.8 na equação 2.6, calcula-se a porosidade da amostra de material particulado depositado no recipiente ou leito fixo pela equação 2.9.

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{bnv}}{\rho_s} \quad (2.9)$$

Portanto, a partir da equação 2.9 tem-se a equação 2.10, que calcula a massa aparente seca não vibrada ρ_{bnv} do material a ser amostrado.

$$\rho_{bnv} = \rho_s(1 - \varepsilon) \quad (2.10)$$

O fator de empacotamento ε_s da amostra ou de um volume elementar de partículas, como mostrado na figura 2.4 é calculado pelas equações 2.11 e 2.12.

$$\varepsilon_s = \frac{\rho_{bnv}}{\rho_s} \quad (2.11)$$

$$\varepsilon + \varepsilon_s = 1 \quad (2.12)$$

Em leito fixo de material particulado com faixa granulométrica variada, as partículas de diâmetros menores se ajustam nos interstícios (poros) das partículas maiores, aumentando o fator de empacotamento.

Em transporte pneumático fluidizado recomendam uma mistura de 15% de partículas $< 20\mu m$ (fonte: catálogo da empresa Trelleborg Engineered Systems) para atuarem como agentes de escoamento. Essas partículas menores reduzem as forças interpartículas, pois aumentam as distâncias entre as partículas maiores, ver figura 2.5.

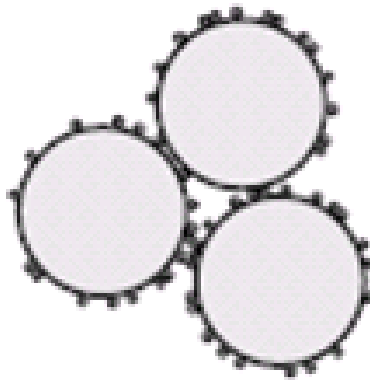


Figura 2.5 - Arranjo de partículas pequenas nos interstícios entre as partículas maiores agindo com agentes de escoamento.

2.3 - O PERMEÂMETRO

Propriedades dos materiais sólidos associados à aeração podem ser determinadas por meio de um permeâmetro. Este consiste em um vaso de secção (A) com área uniforme, que é geralmente circular, tendo uma membrana porosa na base. É necessário um suprimento de ar capaz de ser variado em uma larga faixa, um meio de medir a perda de carga ΔP no leito de material sólido. Um esquema de tal dispositivo é mostrado na figura 2.6 – detalhes sobre o permeâmetro são mostrados no apêndice A.

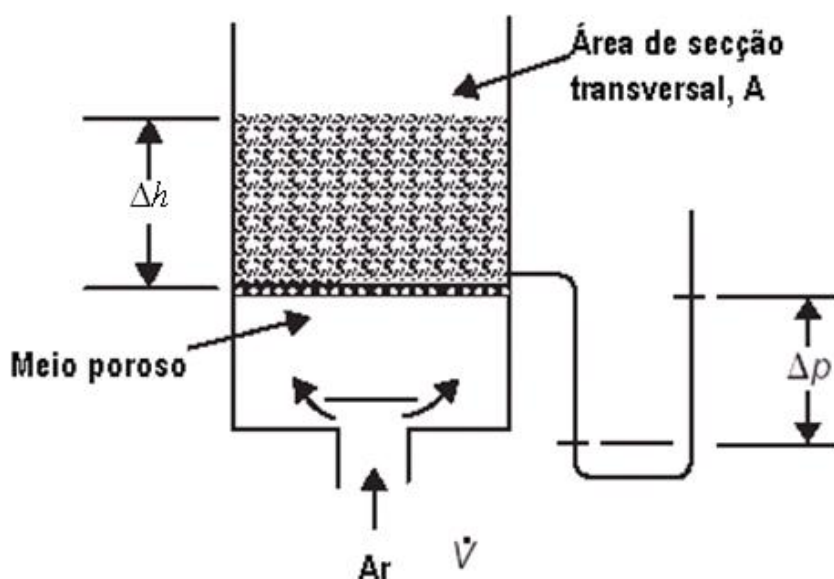


Figura 2.6 - Esquema típico de um permeâmetro – adaptado de MILLS (2004).

2.3.1 - VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR

Apesar da vazão volumétrica $\dot{V}$ ser medida e controlada, a velocidade superficial do ar V é o parâmetro mais importante. Esta pode ser calculada pela divisão da vazão volumétrica do ar $\dot{V}$ pela área de secção transversal A do permeâmetro vazio, conforme a equação 2.13.

$$V = \frac{\dot{V}}{A} \quad (2.13)$$

Um programa de testes com um material particulado permite a determinação da perda de carga ao longo do leito de material em determinado trecho do leito com a passagem da velocidade superficial do ar. Uma relação típica entre a diferença de pressão e a velocidade superficial do ar que flui através do leito de material é detalhado na figura 2.25 em etapas da fluidização.

2.3.2 - VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO - V_{mf}

A velocidade mínima de fluidização em leito fixo de partículas uniforme (figura 2.25) ocorre quando a força de empuxo e arrasto da velocidade superficial do ar de fluidização por unidade de volume se iguala ao peso por unidade de volume dessas partículas e as mesmas permanecem estacionárias.

Quando a velocidade superficial de fluidização atingir a velocidade mínima de fluidização incipiente (V_{mf} - figura 2.8) a perda de carga teórica no leito será constante, conforme mostrado na figura 2.25.

2.3.3 - FATOR DE PERMEABILIDADE - C

Quando o ar percola através de um material poroso resultará numa perda de carga ΔP na direção do fluxo. A relação entre a velocidade superficial do ar através do leito de partículas e a perda de carga unitária na região do leito fixo, mostrado na figura 2.25, é chamada de permeabilidade – equação 2.14.

$$C = \frac{V}{\Delta P / \Delta h} \quad (2.14)$$

Onde V é a velocidade superficial do ar através do leito; $\dot{V}$ é a vazão volumétrica do ar; ΔP é a perda de carga através do leito fixo; Δh é a altura entre dois pontos no leito fixo e C é o fator de permeabilidade.

O fator de permeabilidade C pode ser medido pelo uso de um permeâmetro, como mostrado na figura 2.6. O permeâmetro possibilita a construção do gráfico mostrado na figura 2.25 e a medição do fator de permeabilidade, que é normalmente expresso em unidades de $m^3.s / kg$ ou $m^4 / N.s$.

O fator de permeabilidade é proporcional à porosidade do leito de material particulado e inversamente proporcional à perda de carga (a curva C versus ΔP da equação 2.14 é uma hipérbole), portanto, o fator de permeabilidade dá uma ideia da resistência ao escoamento no leito fluidizado, ou seja, maior o fator de permeabilidade, menor a perda de carga para a mesma velocidade superficial de fluidização.

2.3.4 - VELOCIDADE INTERSTICIAL DO AR EM UM LEITO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS - V_ε

A velocidade do ar entre os poros ou interstícios de um leito fluidizado é chamada velocidade intersticial. Como a área entre os interstícios do leito é pequena, essa velocidade intersticial é maior que a velocidade superficial de fluidização ou de leito livre (figura 2.7). A velocidade intersticial é calculada pela equação 2.15.

$$V_\varepsilon = \frac{V}{\varepsilon} \quad (2.15)$$

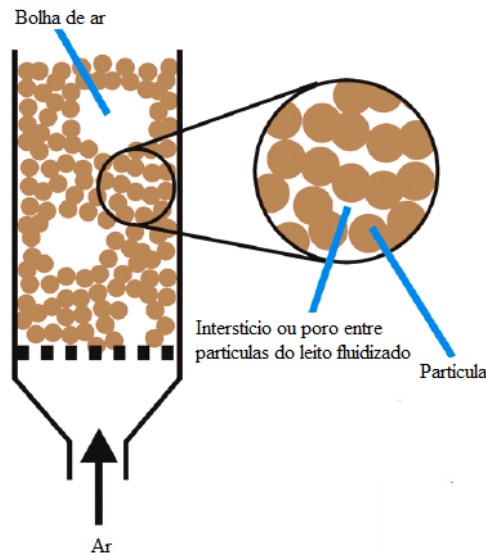


Figura 2.7 - Leito fluidizado poroso com formação de bolhas de ar – adaptado de OMMEN (2003).

A tabela 2.1 mostra a compactação e permeabilidade de alguns materiais usados nos processos industriais.

Tabela 2.1 - Propriedades de materiais usados em processos industriais
- fonte: MILLS (2004).

Material	Compactação (%C)	Permeabilidade ($m^3.s / kgx10^{-6}$)
Alumina sandy	17	0,42
Barita	43	0,48
Cimento Portland	40	0,71
Carvão - granulado		
Como fornecido	14	42
Degradado	36	1
Pulverizado	31	0,53
Cobre concentrado	30	0,33
Negro de fumo - fino	49	0,6
Pó de ferro	34	0,34
Sulfato de Magnésio	29	6,3
Pearlite	30	5,7
Polietileno em pelotas	5	420
Cloreto de Potássio	16	11
PVC - pó	22	1,2
Areia	12	3,9
Açúcar - granulado		
Fresca	10	20
Degradada	43	1,4
farinha de trigo	37	1,3
Silicato de zircônia	15	1,3

2.3.5 - VELOCIDADE MÍNIMA DA BOLHA DE AR

Mais adiante estudaremos a classificação dos materiais particulados proposta por GELDART (1973), e veremos que determinados materiais formam bolhas de ar quando o leito estiver fluidizado. A velocidade mínima da bolha V_{mb} neste estado, ver figura 2.7, pode ser maior ou igual à velocidade mínima de fluidização V_{mf} do leito.

2.3.6 - VELOCIDADE DA PARTÍCULA V_p NO LEITO FLUIDIZADO

A velocidade de deslocamento da partícula em um leito fluidizado é calculada pela equação 2.16.

$$V_p = \frac{m}{A(1-\varepsilon)\rho_s} \quad (2.16)$$

2.3.7 - VELOCIDADE DE DESLIZAMENTO DA PARTÍCULA OU RELATIVA V_{Sl} NO LEITO FLUIDIZADO

A velocidade de escorregamento da partícula é a velocidade resultante entre o fluido e o sólido, causado pela interação partícula-partícula e partícula-parede do leito, calha ou tubo fluidizado. Calcula-se V_{Sl} pela equação 2.17. Para um observador externo ao leito de partículas, essa velocidade é a velocidade da partícula.

$$V_{Sl} = V_{\varepsilon} - V_P \quad (2.17)$$

2.3.8 - VELOCIDADE TERMINAL DA PARTÍCULA - V_t

Em leitos fluidizados muito diluídos $\varepsilon_{lf} \approx 1$, a velocidade relativa ou de escorregamento se aproxima da velocidade terminal da partícula, onde não existe aceleração entre o fluido e o sólido, com a resultante das forças agindo na partícula igual a zero, equação 2.18, a partícula sobe ou desce no leito com velocidade constante V_t , como ilustra a figura 2.8.

$$F_D + E - mg = 0 \quad (2.18)$$

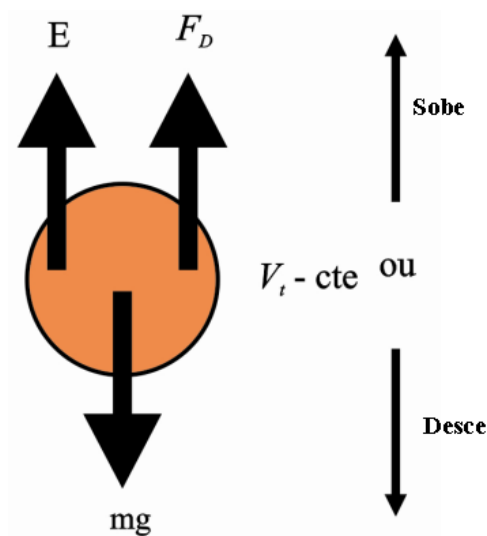


Figura 2.8 - Detalhe de partícula se deslocando com velocidade constante V_t em um leito fluidizado diluído.

2.4 - CARACTERIZAÇÕES DAS PARTÍCULAS SÓLIDAS

2.4.1 - ESFERICIDADE DA PARTÍCULA

O tamanho de partículas esféricas pode ser medido facilmente; contudo, surgem questões com partículas não esféricas.

Podemos definir o tamanho das partículas de várias maneiras. Adotaremos um tamanho d_{eff} que é útil para os propósitos da perda de carga e escoamento da partícula.

A dimensão de partícula grande de formato regular ($> 1 \text{ mm}$) pode ser medida com paquímetro ou com micrometro. Se a partícula tiver formato irregular, pesa-se certa quantidade de partículas, sendo a massa específica real da partícula conhecida, teremos o volume real da partícula V_s , ou pelo deslocamento em fluido, se a partícula não for porosa, teremos também V_s . Dessas medições, calculamos primeiro o diâmetro esférico equivalente d_{sph} , definido a seguir:

$$d_{sph} = \left(\begin{array}{l} \text{diâmetro de uma esfera com volume} \\ \text{equivalente ao da partícula não esferica} \end{array} \right) = \left(\frac{6V_s}{\pi} \right)^{1/3} \quad (2.19)$$

Foi escolhido um parâmetro de medida do formato de partículas idealizadas na figura 2.9, chamado esfericidade da partícula, ϕ_s , definida pela equação 2.20:

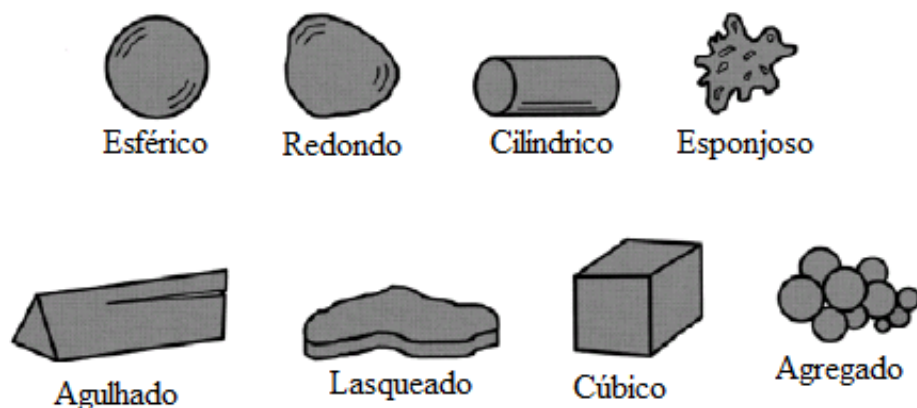


Figura 2.9 - Várias possibilidades de formatos (ideais) de partículas sólidas.

$$\phi_s = \left(\frac{\text{Superfície da esfera}}{\text{Superfície da partícula}} \right)_{\text{do mesmo volume}} \quad (2.20)$$

Com essa definição, tem-se $\phi_s = 1$ para partículas esféricas e $0 < \phi_s < 1$ para os outros formatos de partículas, como mostrado na figura 2.9.

Em seguida representa-se um leito de partículas não esféricas por um leito de partículas de diâmetro efetivo d_{eff} (equação 2.21), tal que os dois leitos tenham a mesma área total e a mesma fração de vazios (porosidade) ε . Essa representação deverá garantir quase a mesma perda de carga ao escoamento nesses dois leitos.

Usando a equação 2.21, poderemos assumir para partículas de formato irregular que:

$$d_{eff} = \phi_s d_{sph} \cong \phi_s d_p \quad (2.21)$$

Onde ϕ_s é medida diretamente através de instrumentação (análise de imagem), estimada pela equação 2.22 obtida a partir do gráfico da figura 2.10 ou através da tabela 2.2.

$$\frac{1 - \varepsilon_{lf}}{\phi_s} = 0,255 \text{Log}(d_p) + 1,85 \quad (2.22)$$

A tabela 2.2 lista esfericidades calculadas para diferentes tipos de partículas sólidas.

Onde o diâmetro da partícula d_p é dado em metro. A equação 2.22 foi conseguida através dos dados do gráfico da figura 2.10.

Tabela 2.2- Esfericidade de partículas adaptada de KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Tipo de Partícula	Esfericidade ϕ_s	Fonte
Esfera	1	(a)
Cubo	0,81	(a)
Cilindro		
H=d	0,87	(a)
H=5d	0,7	(a)
H=10d	0,58	(a)
Discos		
H = d/3	0,76	(a)
H = d/6	0,6	(a)
H = d/10	0,47	(a)
Carvão ativado e sílica gel	0,70-0,90	(b)
Sólidos quebrados	0,63	(c)
Carvão		
Antracito	0,63	(e)
Betuminoso	0,63*	(d)
Poeira natural	0,65	(d)
Pulverizado	0,73	(d)
		(d)
Cortiça	0,69	(d)
Vidro quebrado, pontiagudo	0,65	(d)
Magnetita, Fischer-Tropsch catalística	0,58*	(e)
Mica em lasca	0,28	(d)
Areia		
Redonda	0,86*	(e)
Pontiaguda	0,66*	(e)
Praia velha	$\geq 0,86$	(f)
Fundo de rio	$\leq 0,53$	(f)
Alumina	0,3 - 0,8	(g)
Poeira de Tungstênio	0,89	(d)
Trigo	0,85	

(a) De considerações geométricas;

(b) De LEVA (1959);

(c) De UCHIDA e FUJITA (1934);

(d) De CARMAN (1937);

(e) De LEVA *et al.* (1949);

(f) De BROWN *et al.* (1950);

(g) BASU (2006);

(*) Fotografias – análise de imagem.

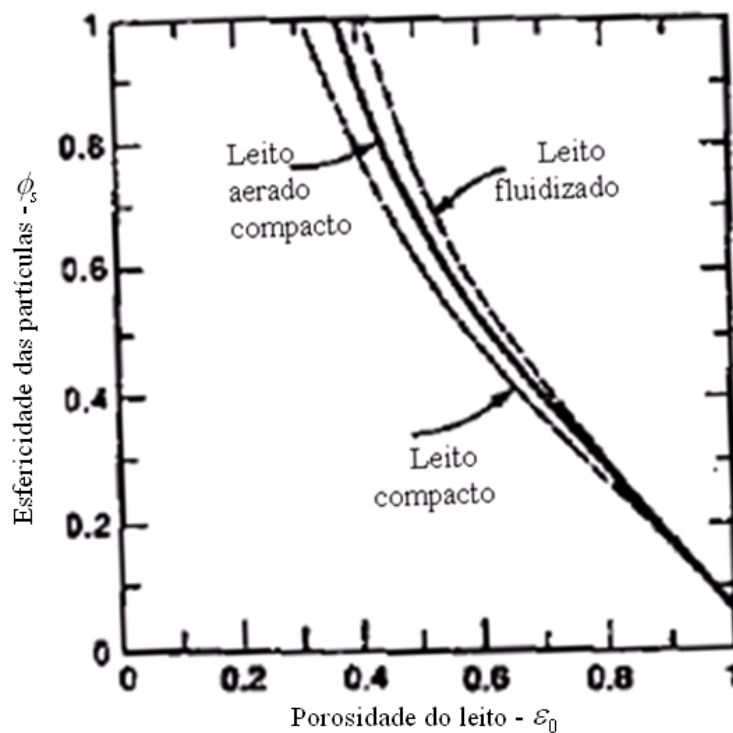


Figura 2.10 - Porosidade de um leito fixo com tamanho uniforme de partículas – adaptada de KUNII e LEVENSPIEL (1991).

2.4.2 - MEDIÇÃO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS

A medição do diâmetro médio das partículas usada nesta tese será feita através do peneiramento a seco das partículas usadas no processo de produção de alumínio primário - figura 2.11.

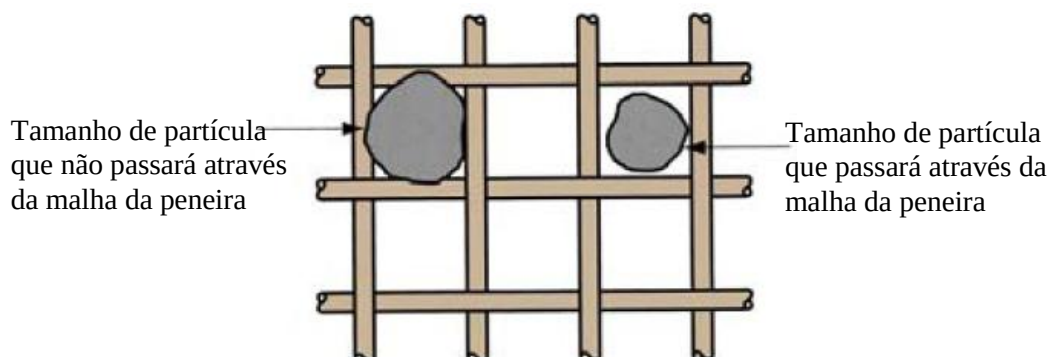


Figura 2.11 - Detalhe de peneira com partícula passante e retida sólida.

O método mais comum de classificação de diâmetros médios de partículas d_p de uma amostra é realizado através de um conjunto de peneiras de diferentes malhas (mesh), como se pode ver na figura 2.12.

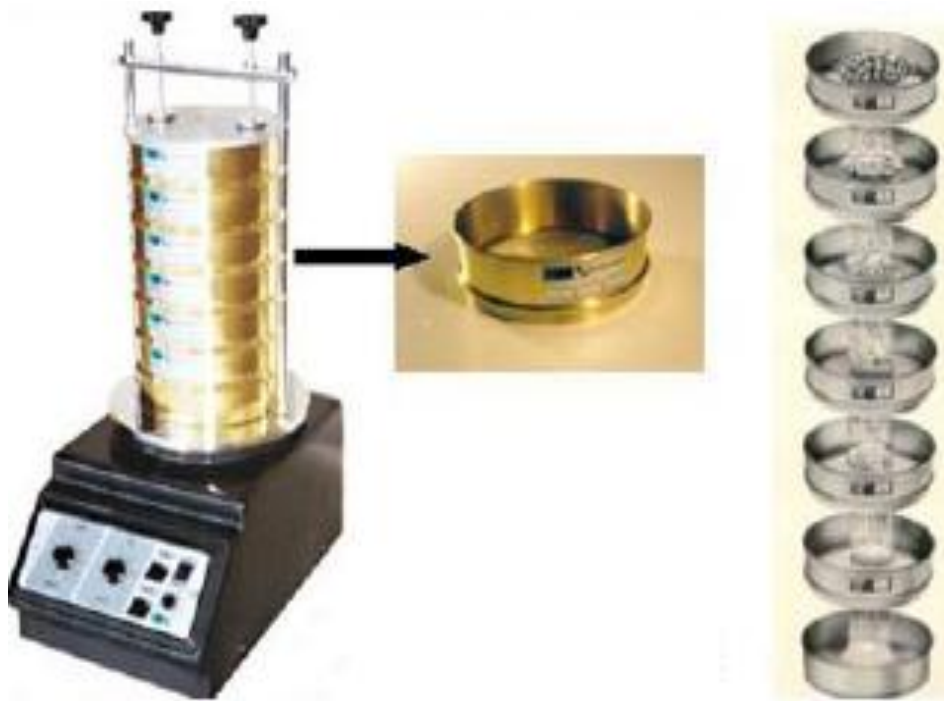


Figura 2.12 - Conjunto de peneiras para classificação granulométrica de uma amostra de partículas sólidas - normalmente a amostra pesa 100 gramas.

O número de aberturas por polegada linear da peneira chama-se mesh. Portanto, 200 mesh significa que existem 200 aberturas por polegada linear. Como o mesh é quadrado, logo conta nas duas direções do plano da malha, portanto, teremos $200^2 = 40.000$ aberturas.

Quanto maior a malha, menor o tamanho da partícula retida nessa malha, ver tabela 2.3 que mostra a série padrão Tyler de abertura de peneiras.

O diâmetro equivalente da partícula d_p é calculado pela equação 2.23.

$$d_p = \frac{1}{\sum (x_i / \bar{d}_{pi})} \quad (2.23)$$

Onde: x_i é a fração percentual retida na malha da peneira i e $\bar{d}_{pi}$ é o diâmetro médio entre duas peneiras consecutivas.

Tabela 2.3 - Adaptada de “US Sieve series and Tyler Mesh Size Equivalent”.

Equivalente Tyler (Mesh)	Abertura livre (mm)	Abertura livre (polegada)
3	6,68	0,263
4	4,699	0,185
6	3,327	0,131
8	2,362	0,093
10	1,651	0,065
14	1,168	0,046
20	0,833	0,033
28	0,589	0,023
35	0,417	0,016
48	0,295	0,012
65	0,208	0,008
100	0,147	0,006
120	0,125	0,005
150	0,104	0,004
170	0,088	0,003
200	0,074	0,003
325	0,044	0,002
400	0,037	0,001

Para partículas de tamanho intermediário entre duas peneiras, a análise através do peneiramento a seco é o método mais conveniente para medir o tamanho da partícula. Várias peneiras padronizadas estão disponíveis no mercado.

Partícula que, por exemplo, passa através da peneira de 150 mesh da tabela 2.3, mas fica na peneira de 200 mesh, é chamada (– 150 + 200) mesh e tem um diâmetro médio de peneiramento (d_p) igual a $89\mu m$.

As propriedades básicas como tamanho e massa específica, quando disponíveis na literatura, são mostradas na tabela 2.4.

Tabela 2.4 - Propriedades básicas de materiais testados em laboratório - fonte: MILLS (2004).

Material	Tamanho médio da partícula μm	Massa específica aparente seca n_v kg / m^3	Massa específica real kg / m^3
Alumina			
Sandy	79	1040	3600
Calcinada	66	750	3920
Hidratada	60	1110	2420
Fluoreto de Alumínio		1420	
Cloreto de amônio		900	1500
Barita	12	1590	4250
Bentonita	24	760	2300
Cimento Portland ordinário	14	1070	3060
Carvão			
Pérolas	10000	690	1320
Menos 25 mm	5600	750	1400
Granulado			
Como fornecido	778	870	1550
Degradado	146	700	1550
Pulverizado	84	393	
Coque fino	800		
Cobre concentrado	55	1660	3950
Cinza de combust de L. fluid	1200	1270	2500
Fluorita	66	1580	3700
Negro de fumo			
grosso	110		
fino	25	700	1700
Pó de ferro	64	2380	5710
Sulfato de Magnésio	370	1380	2355
Pearlite	200	100	800
Polietileno em pelotas	4000	540	910
Cloreto de Potássio	580	1180	1990
Sulfato de potássio	170	1240	2625
PVC			
Pó	90	615	990
Resina	120	490	1400
Sílica areia	70	1250	2630
Carbonato de sódio			
Pesado	340	1160	2500
Leve	115		
Cloreto de sódio - sal	390	1220	2630
Açúcar - granulado			
Fresca	460	890	1580
Degradada	170	655	1580
Ácido tereftálico - PTA		930	
farinha de trigo	90	510	1470
Silicato de zircônia	120	2600	4600

2.5 - PROPRIEDADES DO ESCOAMENTO DE MATERIAIS PARTICULADOS

O escoamento de materiais sólidos varia entre o escoamento livre e bastante coesivo. A classificação de um material em particular, considerando esses dois extremos,

propicia uma indicação de sua escoabilidade. É essencial que um projetista tenha uma indicação dessa propriedade em um estágio prévio, uma vez que influencia quanto ao tipo do sistema e aos componentes que são requeridos para manusear o material.

A escoabilidade é significativamente influenciada pelas forças interpartículas que existem em um empilhamento de sólidos. Com materiais de escoamento livre, as forças de atração entre as partículas constituintes são desprezíveis, de forma que o empilhamento possa ser muito facilmente induzido a fluir sob a ação da gravidade, mesmo que tenha sido sujeito a uma compactação prévia. Quando estes materiais escoam, fazem tal como partículas individuais, discretas; alguns exemplos são areia seca, alumina e açúcar granulado.

Com materiais coesivos, as forças interpartículas são elevadas o suficiente para impedir que isso ocorra, e quando tais materiais escoam, eles o fazem de uma maneira “amontoada” ou “em batelada”. Goma, talco, cal e chocolate em pó, pó de crosta da indústria do alumínio são exemplos típicos.

Em geral, materiais de escoamento livre apresentam poucos problemas em relação ao projeto de um sistema. Todavia, deve-se tomar muito cuidado com sistemas para manuseio de materiais coesivos, uma vez que sua relutância para escoar pode levar a inúmeras dificuldades. Infelizmente, a transição de um escoamento livre ao comportamento coesivo é precariamente definida, e há muitos materiais que, por uma breve mudança nas condições de operação, podem efetivamente mudar as suas características de escoamento.

É claramente importante, portanto, ter uma compreensão minuciosa da natureza do material nos primeiros estágios do projeto de um sistema de fluidização.

2.5.1 - FATORES QUE INFLUENCIAM A ESCOABILIDADE DOS MATERIAIS

Os principais fatores que influenciam o escoamento de materiais sólidos são: o tamanho da partícula, o formato da partícula, a sua esfericidade, a aspereza da superfície, a carga eletrostática e a umidade. É bem possível que a combinação desses fatores possa alterar as características de escoamento de um material.

2.5.1.1 - TAMANHO DA PARTÍCULA

No que concerne ao tamanho da partícula, há uma força resultante entre partículas que aumenta com a diminuição do tamanho dessas partículas. Esse fator, isoladamente, é o suficiente para tornar um material, que é idêntico em qualquer outro aspecto, menos escoável em uma faixa mais fina de granulometria. A faixa granulométrica $50-100\mu m$ é o intervalo aproximado onde materiais secos e de formato regular exibem uma notável mudança nas características de escoamento - contribuição de forças eletrostáticas. O conhecimento da distribuição granulométrica das partículas é, portanto, claramente essencial.

SEVILLE *et al.* (2000) reportaram através do gráfico da figura 2.14, que partículas esféricas de diâmetro $100\mu m$ exibem forças interpartículas de Van der Waals que se igualam ao seu peso individual. Partículas de cerca de $100\mu m$ apresentam forças interpartículas maiores que a força gravitacional, enquanto as partículas de diâmetro maiores que $300\mu m$ caem sob ação da gravidade. Dessa forma, partículas menores precisam de menor velocidade do ar de fluidização para fluidizar, pois as suas forças interpartículas ajudam a força de arrasto a superar a força gravitacional. Em contraste, as partículas maiores precisam de maior velocidade para fluidizar e, portanto, vencer o peso da partícula - ver adiante neste capítulo mais detalhes sobre fluidização.

2.5.1.2 - FORMATO DA PARTÍCULA

A influência do formato da partícula é mais fácil de compreender. Partículas de formato regular não podem compactar-se juntas para formar uma ligação mecânica e por isso não podem impedir o livre movimento de uma partícula em relação àquelas que estão próximas. Partículas fibrosas e de formato altamente irregular, todavia, podem conectar-se e, assim, dar ao empilhamento um escoamento menos livre do que um material de formato mais regular.

2.5.1.3 - CARGA ELETROSTÁTICA

Com o manuseio de um material particulado, é possível para as partículas adquirir uma carga eletrostática. Forças eletrostáticas podem mudar até mesmo o material de

escoamento mais livre para um que exibe características coesivas. Observa-se na figura 2.13, que partículas na faixa de $30-300\mu m$ apresentam força eletrostática maior que o seu peso.

Certos polímeros, tais como resinas de PVC, são particularmente suscetíveis aos problemas de escoamento desse tipo.

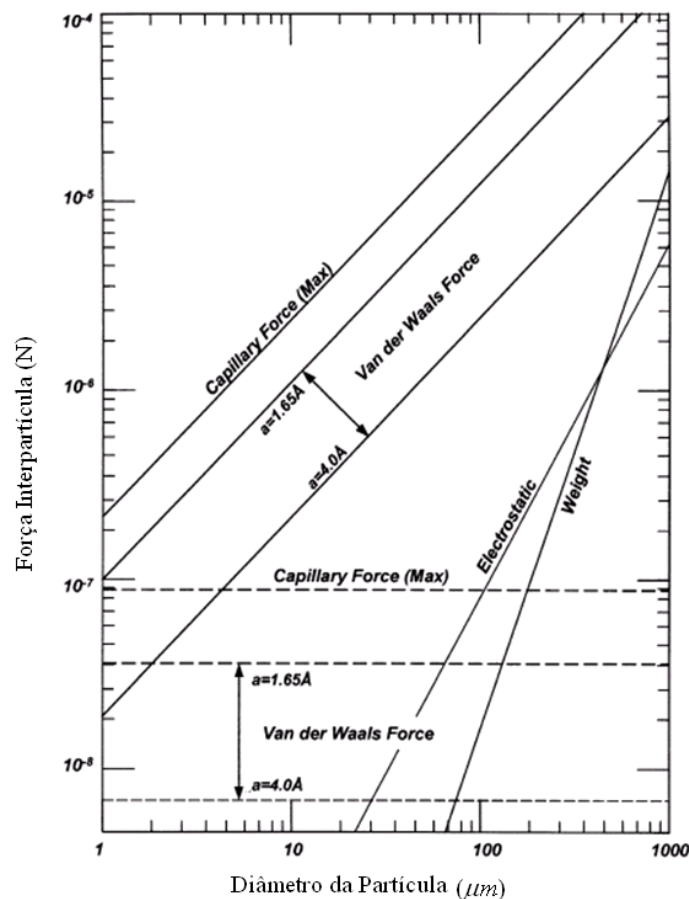


Figura 2.13 - Comparação da magnitude de forças interpartículas de diversas naturezas para esferas iguais (no ar), com o peso da partícula plotado para comparação - fonte: SEVILLE *et al.* (2000).

2.5.1.4 - UMIDADE

O teor de umidade do material pode afetar o seu escoamento de várias maneiras. Materiais que se fundem tais como o açúcar, podem formar um hidrato na superfície das partículas. Isso pode fazer com que se juntem para formar um bolo e impedi-los de escoar. Com materiais tais como: areia, enxofre sólido e alumina de fácil escoamento podem ficar coesivos quando absorvem umidade como ilustrado na figura 2.14a, onde as partículas são

higroscópicas, qualquer umidade do ambiente irá aderir à superfície dessas partículas. Essa umidade pode ser suficiente para formar pontes de líquido, assim fazendo as partículas se aderirem - figura 2.14b.

A umidade nessa forma é referida como “umidade livre”. A tendência geral é para a umidade adicional aumentar a coesividade do material sólido até um valor máximo ser alcançado, após o qual a adição de umidade tem o efeito oposto até o material sólido comportar-se como uma polpa.

Com materiais que têm partículas permeáveis à água, qualquer umidade será preferencialmente absorvida dentro das partículas até um ponto ser alcançado, onde se tornam saturadas.

É a água excessiva que contribui para a aderência, desde que isso, então, se manifeste como umidade superficial. Com alguns materiais permeáveis, pode haver certa quantidade de água que, em condições atmosféricas normais, sempre permanece dentro das partículas, tal como na farinha de trigo. Isso é comumente referido como “umidade intrínseca”.

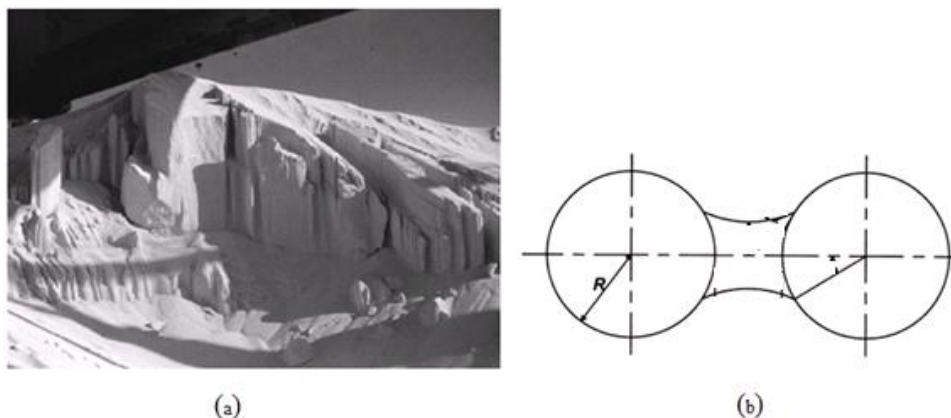


Figura 2.14 - (a) Material de fácil escoamento impedido de escoar por ação da umidade; (b) ponte líquida entre duas partículas esféricas de igual diâmetro.

2.6 - TESTES DE ESCOABILIDADE DE MATERIAL PARTICULADO

Testes para caracterizar a escoabilidade dos materiais sólidos, variam de testes bem simples a técnicas altamente sofisticadas. Uma abordagem bem simples é conduzir um punhado do material e ver se pode ser consolidado em uma bola ao ser apertado. Alternativamente, um teste de cisalhamento pode ser usado para quantificar essa característica, mas um alto nível de habilidade é requerido para usar o equipamento. A

abordagem que é comumente adotada é empreender um rápido teste comparativo e colocar o resultado em contexto com experiência de manuseio e testando tipos similares de material. Para este fim, o ângulo de repouso é um indicador útil da escoabilidade do material.

2.6.1 - ÂNGULO DE REPOUSO NÃO FLUIDIZADO

O ângulo de repouso (β - figura 2.15) é o ângulo entre o declive natural e horizontal de uma pilha de material particulado. Em geral, quanto menor o ângulo, β , maior a escoabilidade do material. Infelizmente, ângulos diferentes podem ser obtidos de materiais iguais, dependendo do método adotado.

A tabela 2.5 apresenta alguns ângulos de repouso de materiais usados nos processos industriais.

A figura 2.16 mostra a variação do ângulo de repouso com a granulometria da alumina calcinada. Alumina na faixa $75-200\mu m$ apresenta (β) na faixa de 34 a 35° .

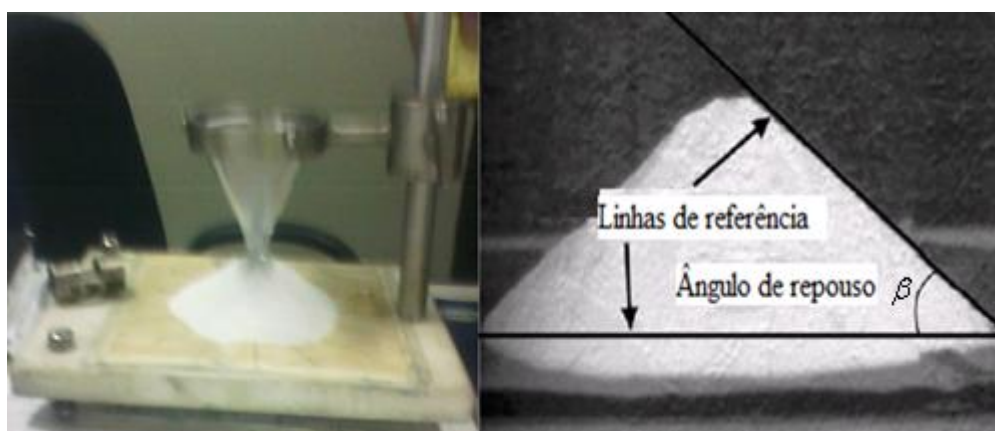


Figura 2.15 - Aparato para medição do ângulo de repouso - norma ASTM C1444.

Tabela 2.5 - Ângulo de repouso por derramamento de materiais particulados - fonte: MILLS (2004).

Característica do escoamento	Ângulo de repouso ($^\circ$)
Bastante livre	25-30
Livre	30-38
Razoavelmente livre	38-45
Coesivo	45-55
Muito coesivo	>55

2.6.2 - ÂNGULO DE REPOUSO FLUIDIZADO

As características de fluidez ou de escoamento de um material podem provavelmente serem melhoradas se o ângulo de repouso puder ser reduzido. Para se alcançar tal situação, conta-se com dois métodos comuns: pela aplicação de vibração no recipiente ou pela fluidização com ar do material particulado. Com muitos materiais, qualquer um desses métodos pode ser usado para induzir a uma condição de escoamento na qual o ângulo de repouso, β , tende a zero na velocidade mínima de fluidização V_{mf} , conforme a equação 2.24, reportada por KOZIN e BASKAKOV (1966), e o material adquire as características de escoamento de um fluido - figura 2.17c.

$$\tan \beta_{\text{fluidizado}} = \left(1 - \frac{V}{V_{mf}}\right)^2 \tan \beta \quad (2.24)$$

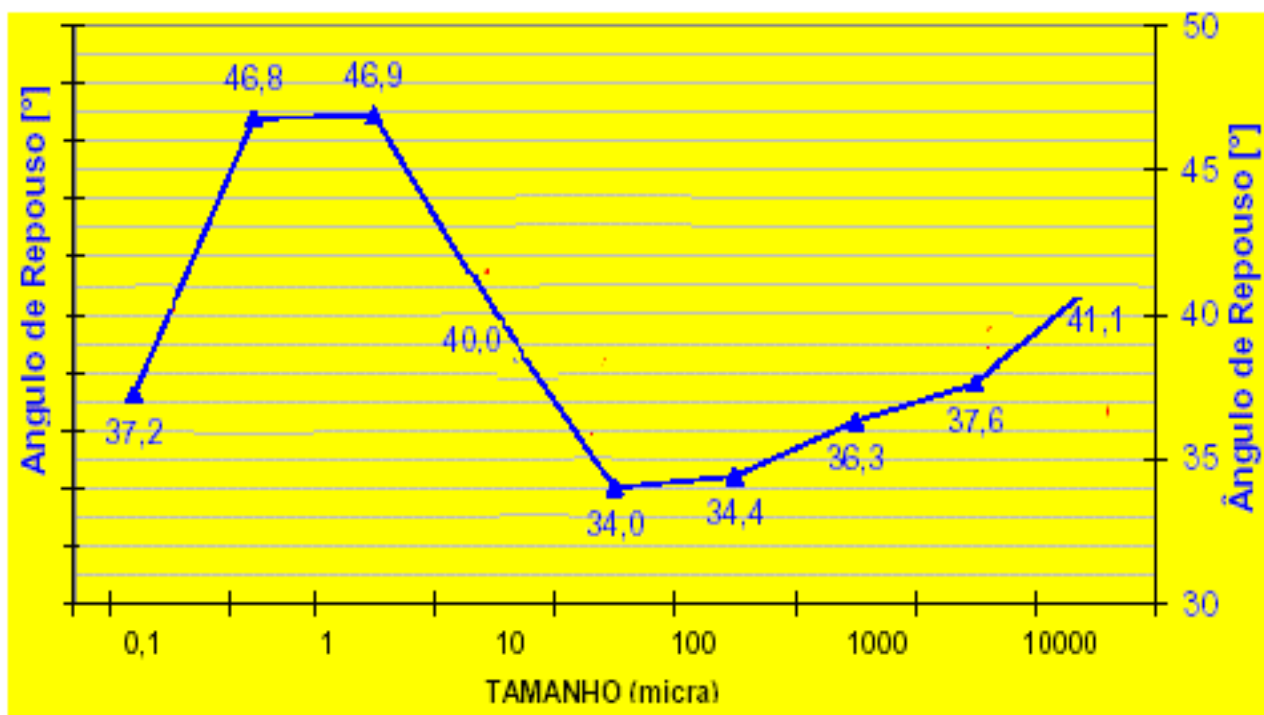


Figura 2.16 - Ângulo de repouso versus granulometria da alumina calcinada – adaptado de SILVA *et al.* (2005).

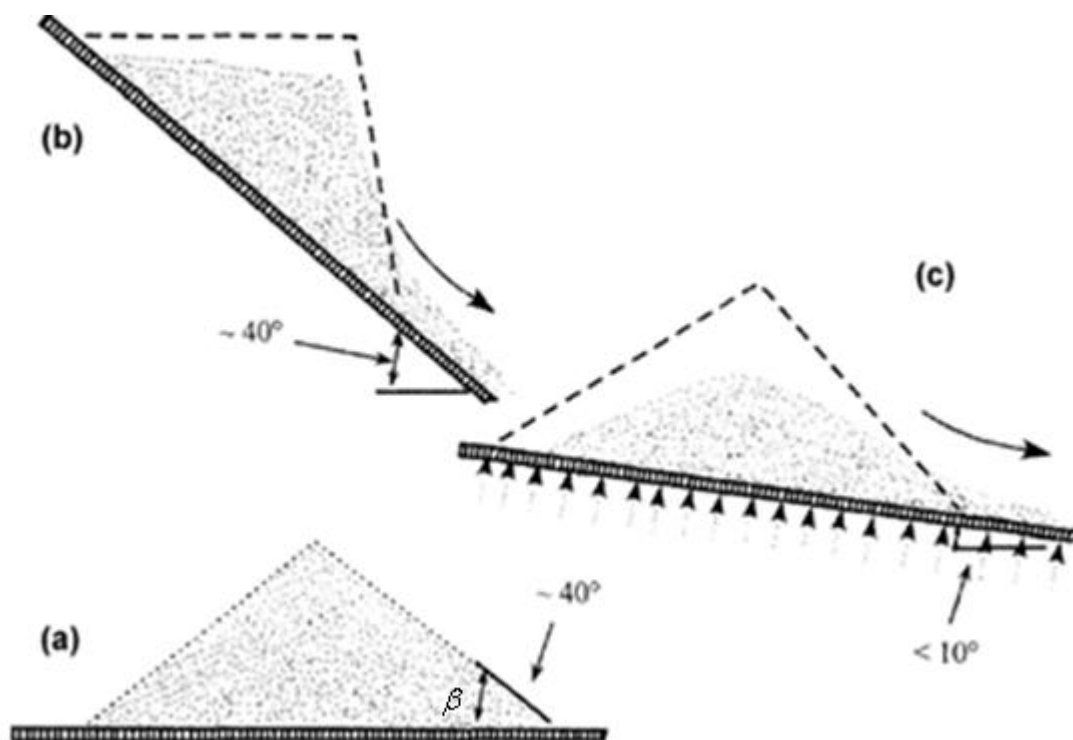


Figura 2.17 - Influência da fluidização no ângulo de repouso. (a) Sem fluidização em uma pilha horizontal de material, (b) sem fluidização com inclinação íngreme, e (c) com fluidização e pequena inclinação - fonte: MILLS (2004).

2.6.3 - ÂNGULO DE REPOUSO DRENADO DE TUBO VERTICAL COM ORIFÍCIO

Alternativamente, pode-se medir o ângulo do declive do cone invertido que se forma quando uma massa de material sólido é descarregada através de um orifício na base de um recipiente (tubo) de fundo plano, como ilustrado na figura 2.18. Isso é conhecido como o ângulo de repouso por drenagem β . Esse ângulo de repouso por drenagem pode adicionalmente ser obtido ao permitir que o material seja drenado por entre uma pequena mesa circular posicionada dentro de um cilindro. O dispositivo é preenchido com material e o ângulo do material sobre a mesa é medido depois que o material foi drenado de um recipiente através de um orifício na base, ou ao remover o recipiente cuidadosamente do material em deposição na chapa plana.

O ângulo de repouso é uma característica intrínseca do material e deverá ser mantido se a experiência for repetida com o mesmo material.

2.6.4 - ÂNGULO DE FRICÇÃO INTERNO ENTRE PARTÍCULAS

O ângulo feito pela superfície livre do material sólido que fica no dispositivo de teste com a base plana do fundo do recipiente, o ângulo ϕ_i na figura 2.18, é um indicativo do ângulo de fricção interno do material particulado. Este ângulo também é uma característica intrínseca do material e deve ser considerado como um plano de cisalhamento desse material.

Normalmente, os materiais de escoamento livre têm ângulo de fricção interno entre partículas em torno de 70°. O ângulo de fricção interno entre partículas dos materiais comumente usados em fluidização é mostrado na tabela 2.6. Estes ângulos podem ser modificados e reduzidos com a ajuda da fluidização/aeração, vibração e/ou adição de outros materiais particulados de menor diâmetro que agirão como agentes de fluidização.

Tabela 2.6 - Ângulos de repouso e de fricção interna entre partículas de materiais particulados - fonte: Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003).

Material	Ângulo de repouso (°)	Ângulo de fricção interno entre partículas (°)
FCC Catalise	32	79
Areia	36	64
Resina	29	82
Cinza umida	50	
Trigo		55
Aveia	21	
Alumina	35	(60 - 70)

Materiais particulados finos e coesivos são difíceis de escoar. Quando são postos a escoar de silos, formam ângulo de fricção interno entre partículas com valor bem próximo de 90°, formando caminho preferencial na interação partícula-partícula na superfície livre do material particulado em escoamento - figura 2.19.

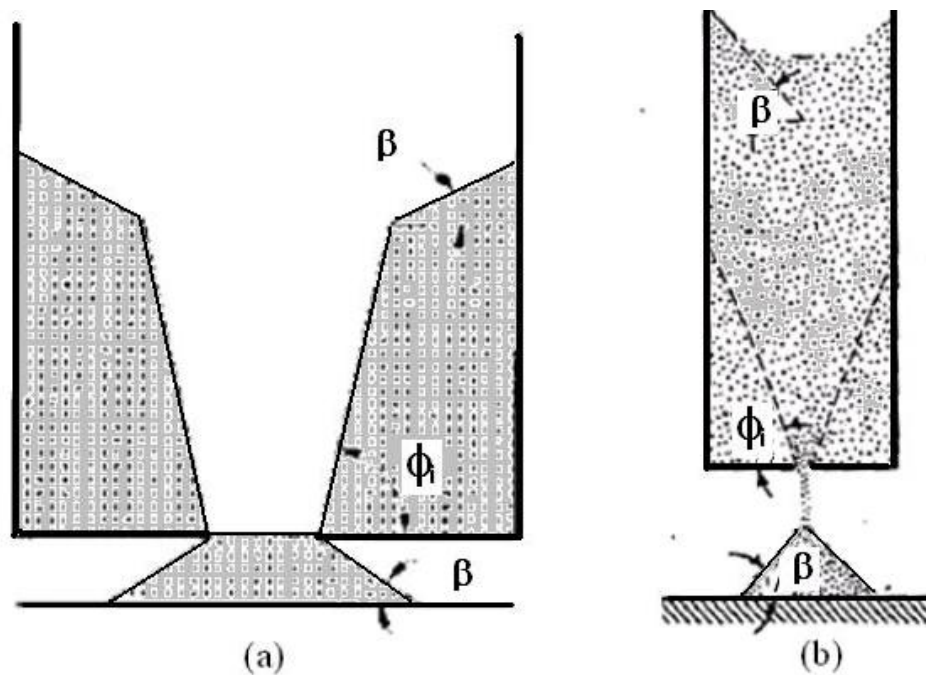


Figura 2.18 - Detalhe em 2D de dispositivo para medição do ângulo de repouso e ângulo de fricção interno entre partículas - fonte: (a) Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003); (b) KUNII e LEVENSPIEL (1991).

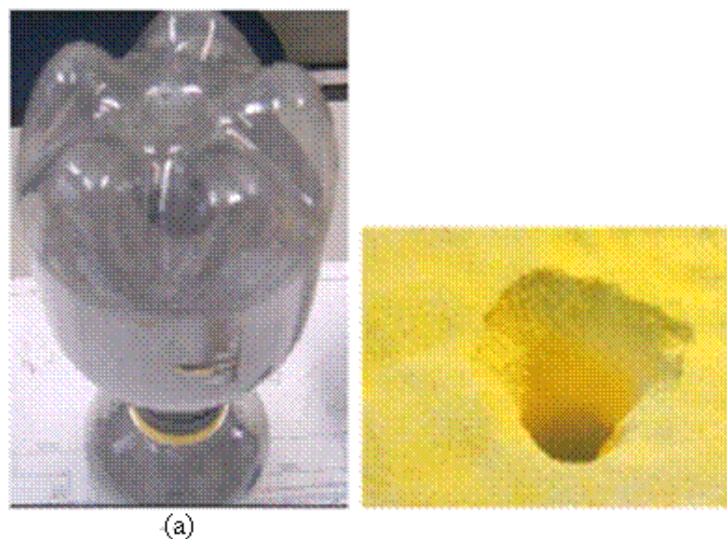


Figura 2.19 - Formação de caminhos preferenciais na superfície de materiais coesivos como o pó de crosta (a) coletado em filtros de manga da Albras.

2.7 - CLASSIFICAÇÕES DE GELDART DOS MATERIAIS PARTICULADOS

A classificação de GELDART (1973) é um meio de se prever o comportamento da fluidização de materiais particulados baseado no diâmetro e massa específica real dessas

partículas. Portanto, o comportamento de partículas sólidas em leitos fluidizados depende muito de sua massa específica, tamanho e da massa específica do fluido.

Uma observação minuciosa foi feita por GELDART (1973) como mostrado e explicado na figura 2.22.

Essa classificação é um guia muito útil da adequabilidade do pó e material particulado no transporte pneumático usando transportadores assistidos por gravidade (“airslide”). GELDART (1973) caracterizou quatro tipos deferentes de pó e material particulado, como se pode ver na figura 2.20:

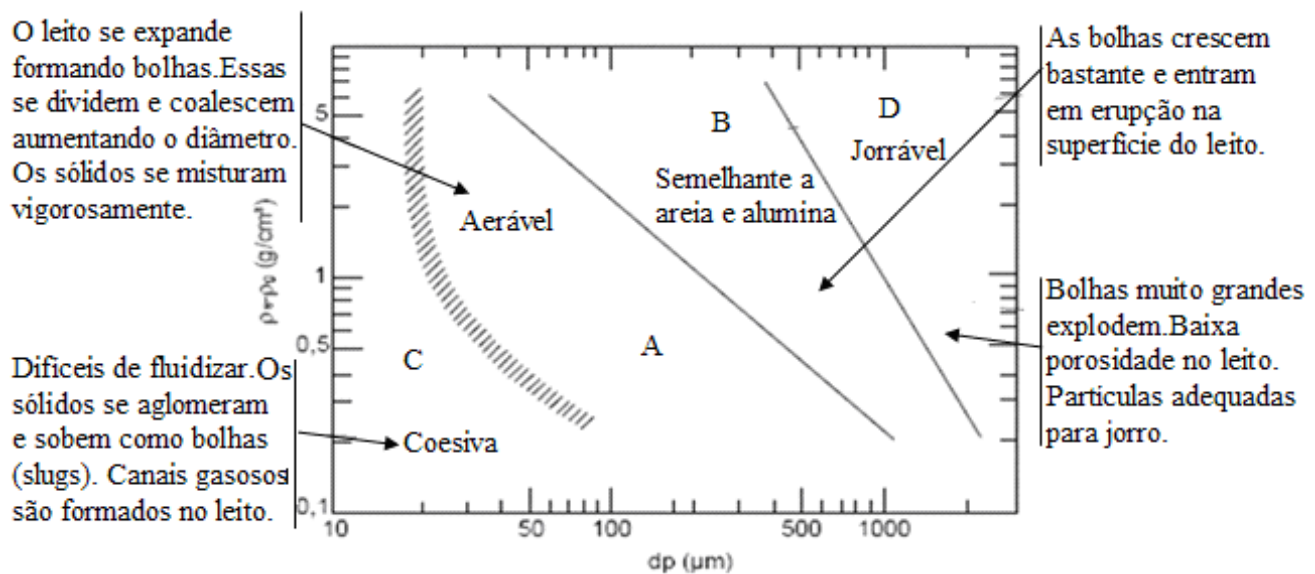


Figura 2.20 - Critério de GELDART (1973) para classificação de partículas sólidas – adaptado de LEVENSPIEL (2000).

Grupo A: particulados “aeráveis” em que o leito se expande consideravelmente quando a velocidade de fluidização aumenta acima da velocidade mínima de fluidização, antes de iniciar o aparecimento de bolhas (“gas bubbling” V_{mb}), ou seja:

$$V_{mb} > V_{mf} \quad (2.25)$$

Esses materiais são formados por partículas pequenas de diâmetro médio ($d_p < 30\mu m$) e/ou partículas de massa específica real baixa ($d \leq 1,4g/cm^3$).

Para este tipo de particulado, quando o escoamento cessa repentinamente, o leito colapsa lentamente. Para descarga de silos, este tipo de particulado tem dificuldade de escoar.

Esses materiais são facilmente transportados em “airslide”, mas têm a tendência para continuar escoando por algum tempo após o desligamento da fluidização. Essa propriedade de retenção de ar deve ser levada em consideração no projeto do “airslide”, uma vez que dependendo do ângulo de inclinação do transportador, o escoamento do material no transportador pode não cessar.

Grupo B: particulados em que a expansão do leito é menor quando a velocidade está acima da velocidade mínima de fluidização. As bolhas se formam desde o início da fluidização, ou seja:

$$V_{mb} \approx V_{mf} \quad (2.26)$$

O leito colapsa rapidamente quando o escoamento cessa repentinamente. Para este tipo de particulado, as bolhas aumentam rapidamente de tamanho com o aumento da velocidade de fluidização. Estes particulados têm o mesmo comportamento da areia e alumina. A maioria das partículas desse grupo tem diâmetro na faixa de $50-1000\mu m$ e massa específica real entre $1,4-4g/cm^3$.

Os materiais do grupo B são facilmente transportados em “airslide”. Eles escoarão muito bem mesmo em calhas de pouca inclinação ou horizontais. Ao se utilizar os materiais deste grupo, não haverá nenhum problema de retenção de ar após o desligamento do ar de fluidização.

Grupo C: particulados de baixa granulometria (finos), coesivos, para os quais as forças interpartículas são comparáveis ou maiores do que a força de arrasto exercida pelo gás de fluidização. São difíceis de serem fluidizados, formando canais dentro do leito, e se fluidizados em uma coluna, a coluna inteira tende a cair em bloco quando a fluidização cessar. As partículas desse grupo têm tamanho médio menor $d_p < 30\mu m$.

A linha divisória entre o grupo C e o grupo A é bastante tênue, e a única maneira de garantir a adequabilidade de materiais duvidosos para escoamento em “airslide” é através de testes experimentais.

Como mencionado acima, pode-se achar que um material aparentemente inadequado para transporte em “airslide”, por uma combinação de escoamento e

deslizamento, poderá se mover continuamente ao longo de uma calha inclinada. A inclinação do canal, contudo, deve ser bem maior do que nos materiais dos grupos A e B.

Grupo D: particulados de alta granulometria e massa específica real. O regime em jorro ou jato de ar é facilmente conseguido se o gás é injetado por um furo central ao leito - ver figura 2.21 abaixo.

Se a placa distribuidora de gás tiver furos desiguais, haverá a formação severa de canais no leito. Um exemplo desse tipo de leito ocorre na torrefação de grãos de café e secagem de minérios metálicos.

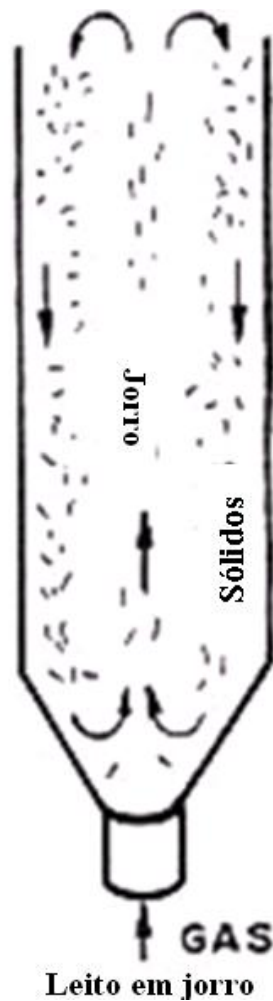


Figura 2.21 - Leito fluidizado tipo: jorro de materiais do grupo D da classificação de GELDART (1973).

Esses materiais usualmente podem ser transportados da mesma maneira que os materiais do grupo B. A vazão de ar, no entanto, é maior e, em consequência, há maior

consumo de energia. O transporte desses materiais em correias transportadoras pode ser feito de forma mais econômica.

A figura 2.20 mostra divisões esquemáticas da classificação de partículas, como descrito acima sob condições ambientes. Obviamente, a transição entre a classificação de partículas não é tão rígida como foi mostrado. Outro fator importante, além da classificação granulométrica dos sólidos, são as forças interpartículas que têm influência no comportamento da fluidização e, logo, na transição entre grupos da classificação das partículas de GELDART (1973).

Portanto, quando usarmos a classificação de GELDART (1973) para descrever o comportamento da fluidização de partículas, todos os fatores que contribuem para o comportamento hidrodinâmico devem ser considerados.

Segundo RHODES (1998), as propriedades de fluidização de um material particulado podem ser preditas a partir do grupo em que se encontra na classificação de GELDART (1973). No entanto, é importante lembrar que para temperaturas e pressões acima da ambiente, um particulado pode aparecer em um grupo diferente do que ocupa em condições ambientes, isto ocorre devido ao efeito das propriedades do gás de fluidização a alta temperatura e pressão.

A tabela 2.7 apresenta um resumo das principais características relacionadas às propriedades típicas das diferentes classes de pó.

Tabela 2.7 - Interpretação de RHODES (1998) sobre a classificação clássica de GELDART (1973) - adaptado de MELLO (2008).

GRUPO	GRUPO C	GRUPO A	GRUPO B	GRUPO D
Característica mais relevante	Fluidização difícil	Ideal para fluidização	Inicia o borbulhamento a (V_{mf})	Sólidos grossos
Sólidos típicos	Farinha de trigo e cimento	Pó de Crosta e fluorita	Areia e alumina	Cascalho e grãos de café
Propriedades				
Expansão do leito	Baixa devido a formação de canais	Alta	Moderada	Baixa
Taxa de aeração	Inicialmente rápida em seguida exponencial	Lenta e linear	Rápida	Rápida
Propriedades das bolhas	Sem bolhas - formação de canais	As bolhas quebram e coalescem - tamanho de bolhas máximo	Sem limites de tamanho	Sem limites de tamanho
Mistura de sólidos	Muito baixo	Alto	Moderado	Baixo

2.7.1 - FORÇAS INTERPARTÍCULAS E A FLUIDIZAÇÃO

MOLERUS (1982) relatou os efeitos das forças Interpartículas na classificação clássica de partículas feita por GELDART (1973), como mostrado na tabela 2.8.

Tabela 2.8 - Interpretação de MOLERUS (1982) sobre a classificação clássica de GELDART (1973) - adaptado de PUCHYR (1998).

Transição	Explicação
C → A	O movimento livre das partículas é suprimido pelo domínio de forças coesivas com partículas do grupo Geldart C comparadas ao A.
A → B	Partículas do grupo A GELDART (1973) têm forças adesivas significativas comparadas à força de arrasto que o fluido exerce na partícula. Partículas do grupo B são fracamente influenciadas por forças adesivas comparadas a forças de arrasto.
B → D	O comportamento do grupo B GELDART (1973) ocorre quando a pressão dinâmica do gás de fluidização excede o valor distinto baseado no tamanho e massa específica da partícula na mínima fluidização.

Os materiais usados nas fábricas de alumínio se classificam entre A e B e, portanto, são facilmente fluidizáveis e transportáveis em fase diluída e densa.

A classificação de GELDART (1973) é clara e fácil de usar, como mostrado na figura 2.20, para fluidização em condições ambientais e velocidades superficiais de fluidização próximo da V_{mf} , e para sólido com o tamanho e a massa específica real conhecida. O gráfico de GELDART (1973) prevê o tipo de fluidização para o material a ser fluidizado. Este gráfico também prevê outras propriedades tais como tamanho e velocidade da bolha, existência de escoamento lento ou fase densa lenta e etc.

2.8 - MAPA DOS REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO

A figura 2.22 ilustra o mapa dos regimes encontrados nos processos de fluidização. Esses regimes dependem das propriedades das partículas do leito fluidizado. Para o grupo A, o aumento da velocidade começa a mudar a hidrodinâmica do leito desde o leito fixo,

começa o limiar da mínima fluidização, passando pelo leito borbulhante, leito turbulento, fluidização rápida e finalmente o transporte pneumático de suas partículas. No caso do grupo B, as partículas desse grupo sofrem as mesmas transições de regime do grupo A, exceto que há ocorrência de bolhas antes de se atingir a velocidade mínima de fluidização. As partículas do Grupo C formam canais no leito e depois seguem formando leito em fase densa (slug flow), fluidização rápida e finalmente transporte pneumático de suas partículas. Finalmente as partículas do grupo D formam jatos ou jorros de ar (bolhas) transportando as partículas em leito lento (slugging), com o aumento da velocidade, o leito de partículas deste grupo entra em fluidização rápida e finalmente transporte pneumático.

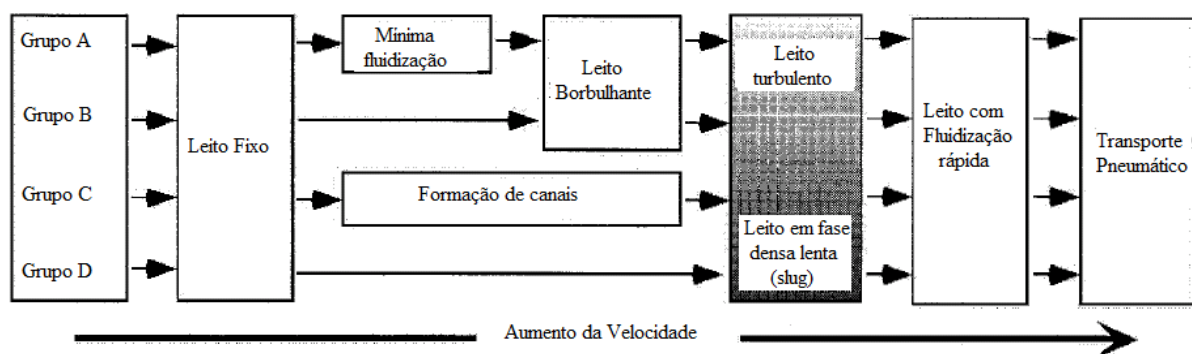


Figura 2.22 - Mapa dos regimes de escoamento para os quatro grupos de materiais classificados por GELDART (1973). A formação de “slugging” para os grupos A e B depende do diâmetro do recipiente (permeâmetro ou tubulação).

2.8.1 - REGIMES DA FLUIDIZAÇÃO

Quando partículas sólidas são fluidizadas, esse leito fluidizado reage de forma distinta com relação à velocidade de fluidização, conforme ilustrado na figura 2.22, devido às diferenças nas propriedades físico-químicas desses materiais. Torna-se evidente que há variados números de regime de fluidização, como mostrado na figura 2.23. Quando a velocidade do gás que passa através do leito de partícula é aumentada continuamente, há uma pequena agitação no leito, mas a sua altura permanece e a porosidade permanece a mesma se essa velocidade for menor que a sua velocidade mínima de fluidização V_{mf} . Isto é chamado de leito fixo (figura 2.23, A). Com o aumento da velocidade do gás, um ponto é alcançado onde a força de arrasto e empuxo aplicado pelo gás em movimento ascendente é igual ao peso das partículas em suspensão, e a porosidade do leito aumenta lentamente:

Isto é o começo da fluidização e é chamada velocidade mínima fluidização V_{mf} (figura 2.23, B), com a correspondente velocidade mínima de fluidização. Com o aumento adicional na vazão do gás, há a formação de bolhas de fluidização. Neste ponto, ocorre a fluidização borbulhante do leito, como é mostrado na figura 2.23, C. Com um acréscimo adicional nesta velocidade, as bolhas no leito borbulhante irão coalescer e crescer com a ascensão das bolhas ao longo do leito. Se a razão da altura do leito em relação ao seu diâmetro for grande o suficiente, o tamanho das bolhas poderá ficar quase do mesmo tamanho do diâmetro do leito. Isso é chamado movimento lento ou fase densa lenta (slugging) (figura 2.23, D).

Se as partículas são fluidizadas a uma vazão bastante alta, a velocidade excede a velocidade terminal dessas partículas, a superfície superior plana do leito desaparece e, em vez de bolhas com formato regular, observa-se o movimento turbulento de camadas sólidas e bolhas de gás de formas e tamanhos variados. Leitos sobre estas condições são chamados leitos turbulentos, como mostrado na figura 2.23, E.

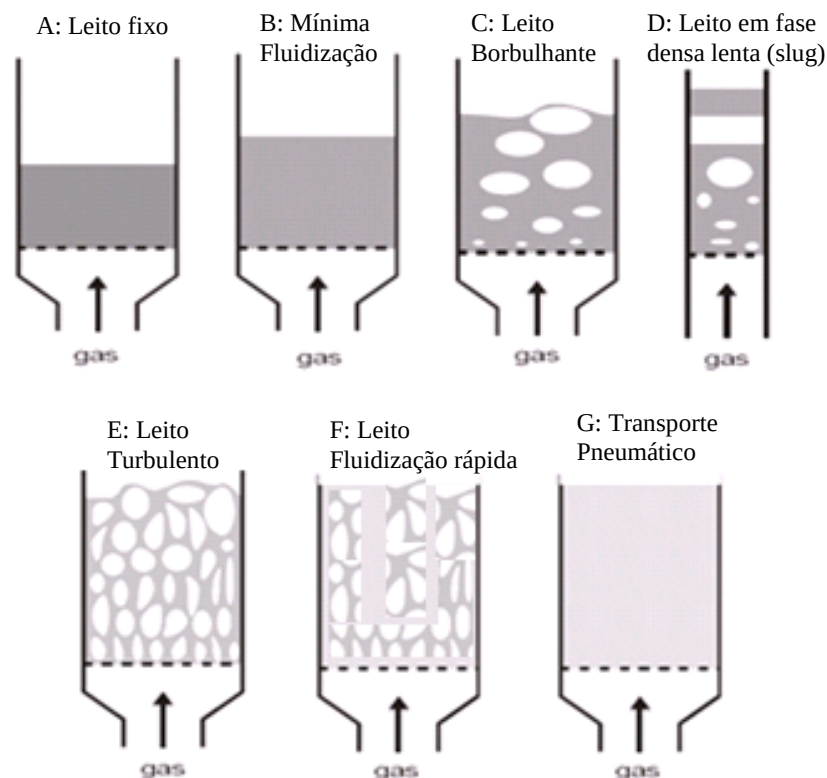


Figura 2.23 - Diagrama esquemático de leito fluidizado em diferentes regimes de fluidização – adaptado de KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Com um aumento adicional na velocidade, eventualmente o leito fluidizado torna-se disperso, um leito em fluidização rápida mostrado na figura 2.23, F. Aumentando ainda mais a velocidade superficial de fluidização, o leito torna-se diluído com porosidade próxima da unidade, ou seja, um transporte pneumático em fase diluída de sólidos mostrado na figura 2.23, G.

2.8.2 - ETAPAS DA FLUIDIZAÇÃO

A velocidade superficial de mínima fluidização V_{mf} é um parâmetro importante, pois permite verificar se o estado fluidizado do leito de partículas sólidas foi alcançado, como mostrado na figura 2.24.

Durante o aumento da velocidade intersticial do gás no interior do leito ou calha fluidizada são encontrados diferentes comportamentos ao longo do processo de fluidização, como se pode ver nas figuras 2.22 e 2.23.

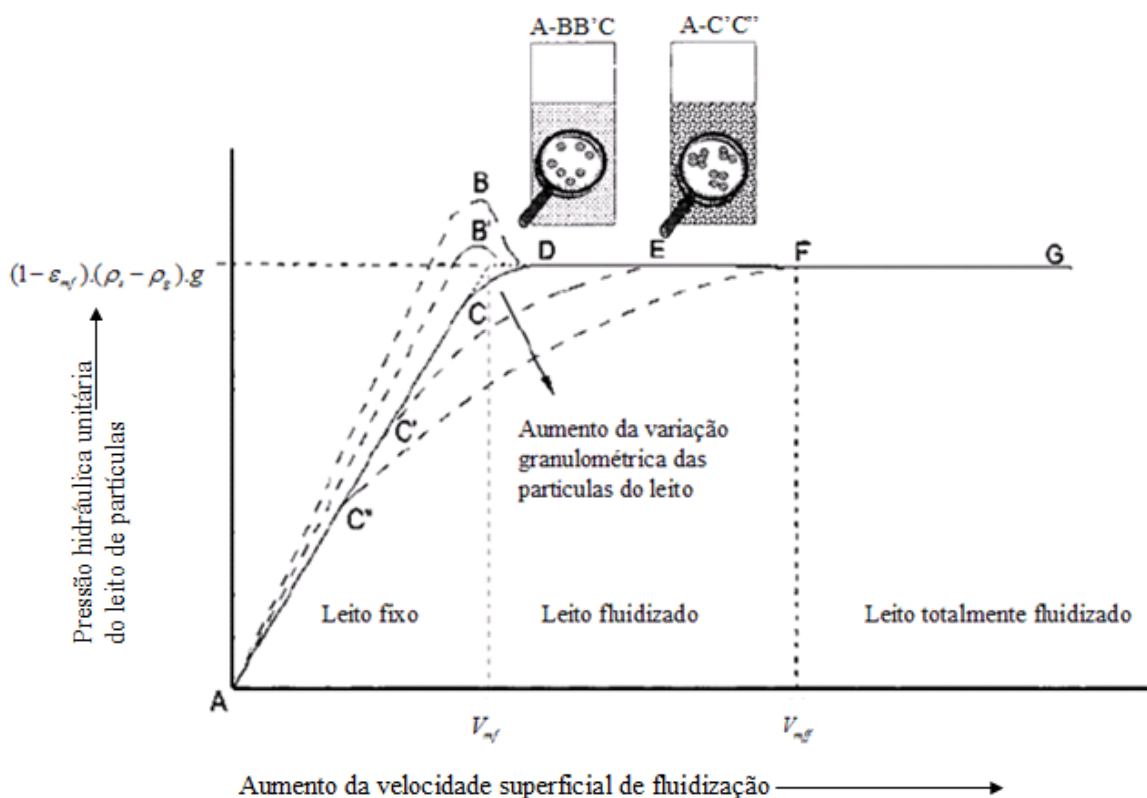


Figura 2.24 - Perfil da perda de carga do material particulado versus velocidade superficial de fluidização - adaptação do Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems (2003).

Analisando a figura 2.24, observamos três regiões distintas (etapas diferentes da fluidização) e trechos de curvas de amostras diferentes testadas em permeâmetros de dimensões também diferentes.

No leito fixo (primeira etapa da fluidização), região de velocidades superficiais menores que a mínima velocidade de fluidização (V_{mf}), observa-se neste trecho certa linearidade entre o aumento da velocidade superficial com o aumento da perda de carga unitária – escoamento através de meio poroso.

Os trechos AB, AB' e AC correspondem a amostras homogêneas, sendo o trecho AC, a curva de fluidização testada em permeâmetros de diâmetro grande. Os trechos AB, AB', curvas obtidas em permeâmetro de diâmetro pequeno, o pico na perda de carga é causado pelo efeito da força de atrito na parede do permeâmetro (quanto menor o diâmetro, maior a força de atrito - trecho AB) - pó muito compactado diminui a porosidade do leito, o que diminui a permeabilidade, aumentando a perda de carga (pico das curvas).

Ainda na região de leito fixo, temos as curvas (AC' e AC'') que correspondem a amostras não homogêneas com possibilidade de haver segregação com o aumento da velocidade - fluidização parcial. No trecho do leito fixo, a permeabilidade do mesmo se mantém fixa, sendo essa a razão da linearidade da curva.

No trecho de leito fluidizado (segunda etapa da fluidização (B, B', C)-D-E-F), a porosidade do leito aumenta pouco até atingir a velocidade mínima de fluidização plena, leito totalmente fluidizado no ponto F (V_{mff}). A partir desse ponto a porosidade do leito começa a aumentar, a perda de carga unitária se mantém constante.

A partir do trecho F-G (terceira etapa da fluidização), as partículas mais finas começam a se entranhar no leito arrastadas por bolhas de ar que estouram na superfície do leito. Caso a velocidade superficial continue aumentando, as partículas mais finas serão elutriadas. A porosidade do leito aumenta fazendo a perda de carga unitária começar a cair.

Com o aumento consecutivo da velocidade superficial atinge-se a velocidade terminal (V_t) das partículas, começando o transporte pneumático das mesmas, a porosidade começa a se aproximar da unidade. O leito começa a perder material particulado com o atingimento da velocidade de transporte (leito fluidizado rápido) que é maior que a velocidade terminal $V_{tr} > V_t$. A diferença entre a velocidade intersticial e a da partícula se aproxima da velocidade terminal (V_t).

Observa-se uma histerese na perda de carga do leito, entre o aumento e o decremento da velocidade superficial, como ilustrado na figura 2.25.

No aumento da velocidade superficial do ar, trechos ABCD da figura 2.25a as partículas se rearranjam (diminuição das forças interpartículas) antes da fluidização atingir o seu ponto de equilíbrio - força de arrasto por unidade de volume se iguala ao peso por unidade de volume da partícula.

No decremento da velocidade superficial do ar trechos DCE da figura 2.25a e b, observa-se uma perda de carga menor, maior porosidade e aumento da altura no leito em relação ao estado inicial, devido à histerese do processo - redução das forças interpartículas.

Se repetirmos o processo de fluidização a partir do ponto zero, a curva seguirá o caminho ECD da figura 2.25a e b no aumento e decremento da velocidade superficial do ar.

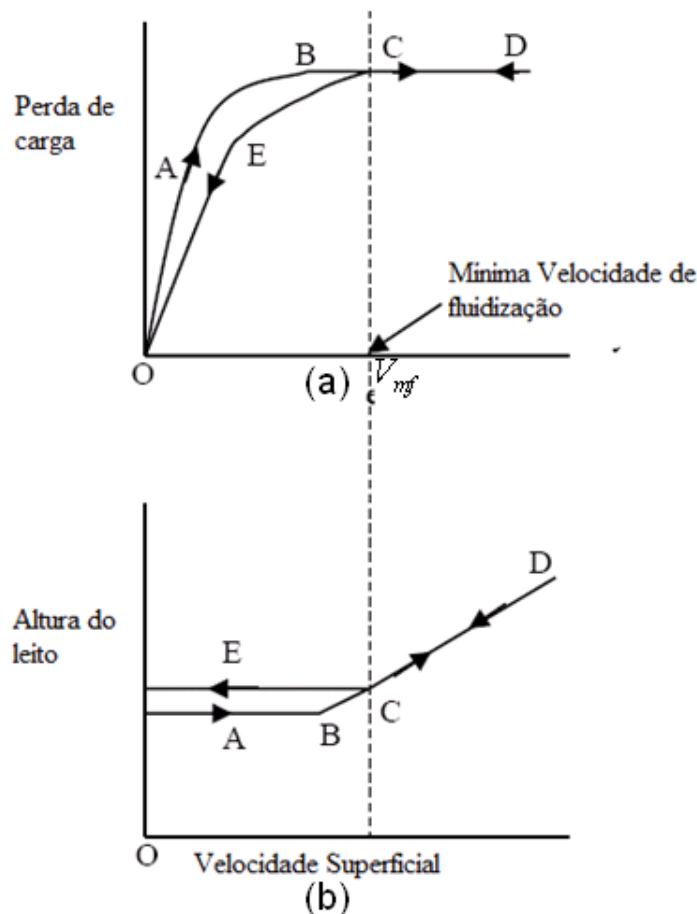


Figura 2.25 - Comportamento de um leito fluidizado no aumento e decremento da velocidade superficial do ar, efeito da histerese no processo de fluidização - fonte: McCABE *et al.* (1976).

2.9 - CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

Quando a velocidade superficial atingir a velocidade mínima de fluidização, o leito também atinge a porosidade mínima de fluidização (ε_{mf}), e a perda de carga do leito se estabiliza, neste estado, a força de arrasto das partículas por unidade de volume é igual ao peso por unidade de volume das partículas, conforme a equação 2.27, KUNII e LEVENSPIEL (1991) e GIDASPOW (1994).

$$\Delta P_{leito,mf} = \Delta h_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (2.27)$$

Onde:

$\Delta P_{leito,mf}$: Perda de carga pelo escoamento do gás através do leito na velocidade mínima de fluidização (N / m^2);

Δh_{mf} : Altura do leito na velocidade mínima de fluidização (m);

ε_{mf} : Porosidade do material do leito na condição de mínima fluidização (-);

ρ_s : Massa específica do material sólido do leito (kg / m^3);

ρ_g : Massa específica do gás (kg / m^3);

g : Aceleração da gravidade (m / s^2).

No caso de fluidização mínima, a equação 2.27 pode ser rearranjada, conforme mostra a equação 2.28.

$$\Delta P_{leito,mf} / \Delta h_{mf} = C = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (2.28)$$

A perda de carga em um leito fixo de partículas não-esféricas com tamanhos iguais é calculada usando-se a equação 2.29 de ERGUN (1952).

$$\frac{\Delta P_{leito,mf}}{\Delta h_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^3}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu_g V_{mf}}{(\varphi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g V_{mf}^2}{\varphi_s d_p} = A V_{mf} + B V_{mf}^2 \quad (2.29)$$

Onde:

μ_g : Viscosidade dinâmica do gás (Pa.s);

V_{mf} : Velocidade mínima de fluidização do material (m/s);

d_p : Diâmetro médio das partículas obtido por peneiramento (m);

ϕ_s : Esfericidade da partícula (-);

A: Coeficiente de fluxo viscoso da Equação de ERGUN (1952), ($Pa.s/m^2$);

B: Coeficiente de fluxo inercial da Equação de ERGUN (1952), (kg/m^4).

Muitas amostras de materiais além de não serem esféricas, possuem diferentes tamanhos de partículas, sendo necessária a determinação das frações granulométricas, para em seguida, determinar o diâmetro médio equivalente de partículas (d_p).

A partir da combinação das equações 2.28 e 2.29 obtém-se a equação 2.30 de ERGUN (1952) modificada.

WEN e YU (1996), substituindo as duas variáveis ε_{mf} e ϕ_s na equação de ERGUN (1952) obtendo a equação 2.31.

$$\frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{(\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2)} \left[\frac{d_p V_{mf} \rho_s}{\mu_g} \right] + \frac{1,75}{(\phi_s \varepsilon_{mf}^3)} \left[\frac{d_p V_{mf} \rho_s}{\mu_g} \right]^2 \quad (2.30)$$

$$R_{epmf} = \sqrt{33,7^2 + 0,0408 A_r} - 33,7 \quad (2.31)$$

Onde:

$R_{epmf} = \frac{d_p V_{mf} \rho_g}{\mu_g}$ é número de Reynolds da partícula na velocidade mínima de fluidização e;

$$A_r = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \text{ é o número de Arquimedes.}$$

LEVA (1959) propôs a equação 2.32, expressão empírica bastante usada.

$$V_{mf} = 7,9 \times 10^{-3} d_p^{1,82} (\rho_s - \rho_g)^{0,94} \mu_g^{-0,98} \quad (2.32)$$

Onde: V_{mf} é a velocidade mínima intersticial de fluidização.

Equação válida para $R_{epmf} \leq 10$.

ABRAHAMSEN e GELDART (1980) desenvolveram a correlação empírica dada pela equação (2.33) para partículas do grupo A.

$$V_{mf} = 9 \times 10^{-4} d_p^{1,8} [(\rho_s - \rho_g)g]^{0,934} \rho_g^{-0,066} \mu_g^{-0,87} \quad (2.33)$$

Cálculo de V_{mf} a partir da equação das equações 2.28 e ERGUN (1952) 2.29.

$BV_{mf}^2 + AV_{mf} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g$, onde $C = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g$, teremos a equação do segundo grau em V_{mf} :

$BV_{mf}^2 + AV_{mf} - C = 0$, cuja solução positiva é dada pela equação 2.34.

$$V_{mf} = \frac{-A + \sqrt{A^2 + 4BC}}{2B} \quad (2.34)$$

A esfericidade da partícula das amostras usadas nesta tese (alumina fluoretada, crosta, etc.) será estimada pela figura 2.10 e/ou calculada a partir da equação 2.22 e a porosidade do leito fluidizado será considerada igual ou próxima a do leito fixo e calculada pela equação 2.9.

Para números $R_{epmf} \leq 20$ - partículas pequenas, poderemos considerar o fator B da equação (2.33), desprezível, transformando a equação em uma equação do primeiro grau, equação (2.35).

$$V_{mf} = \frac{(\rho_s - \rho_g)g \varepsilon_{mf}^3 (\phi_s d_p)^2}{150(1 - \varepsilon_{mf})\mu_g} \quad (2.35)$$

Para partículas grandes $d_p > 500\mu m \Rightarrow R_{epmf} > 1000$, podemos desprezar o fator A da equação de ERGUN (1952), transformando a equação 2.34 em uma equação do segundo grau incompleta, equação (2.36).

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_g)g\varepsilon_{mf}^3(\phi_s d_p)}{1,75\rho_g}} \quad (2.36)$$

A equação 2.34 será resolvida no capítulo 4 e os resultados serão comparados com os das outras correlações desenvolvidas nesta tese e, com os dados experimentais a serem realizados com os permeâmetros projetados para a bancada experimental.

2.9.1 - DESENVOLVIMENTO DE NOVAS CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

O objetivo das correlações publicadas por COLTTERS e RIVAS (2004) é fazer o cálculo de V_{mf} sem a necessidade da determinação experimental da porosidade do leito e do formato das partículas, fatores usados nas equações que derivam da equação 2.29 de ERGUN (1952).

A velocidade mínima de fluidização é sensível a parâmetros tais como: massa específica real do sólido e do gás, a natureza do sólido e do gás, entre outros, além de considerar a viscosidade independente da pressão, mas não a massa específica do gás. Sabe-se que a velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) é bastante sensível à diferença $(\rho_s - \rho_g)$ devido à flutuação da partícula. Adicionalmente, a razão entre a massa específica real do sólido e a do fluido pode ser relacionada à força de arrasto exercida pelo gás na partícula sólida e à porosidade do leito fluidizado.

A velocidade mínima de fluidização está relacionada pela relação de potência mostrada na equação 2.37.

$$V_{mf} = \lambda X^\sigma \quad (2.37)$$

A equação 2.37 é uma expressão genérica ajustada por COLTTERS e RIVAS (2004) usando análise dimensional e ajuste por dados experimentais disponível na literatura.

Na equação 2.37, X não depende da porosidade e da esfericidade das partículas do leito fluidizado como mostrado na equação 2.38 ajustada por COLTTERS e RIVAS (2004).

$$X = \frac{d_p^2(\rho_s - \rho_g)g}{\mu_g} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{1,23} \quad (2.38)$$

Esses autores usaram os resultados experimentais extraídos das literaturas referenciadas em seu artigo. Os dados da literatura foram selecionados pelos critérios abaixo:

- Diâmetro da partícula obtido pela análise granulométrica;
- A velocidade mínima de fluidização depende fortemente das características da superfície das partículas sólidas no leito - esfericidade, porosidade do leito e diâmetro da partícula.

O primeiro critério exclui partículas com formato cilíndrico e de disco, devido à interpretação de suas dimensões não serem bem definidas. O último critério demanda conhecimento sobre a superfície da partícula: morfologia e estrutura cristalográfica na temperatura e pressão ambiente. Portanto, as correlações do artigo publicado por COLTTERS e RIVAS (2004), foram testadas contra os valores experimentais de V_{mf} para os seguintes grupos de materiais: metais, alumina, vidro, areia, carvão, minerais metálicos catalisados, polímeros e minerais. Desse grupo de materiais, somente a alumina será estudada nesta tese de doutorado.

Os hidróxidos de alumínio são as fontes mais comuns de alumina (Al_2O_3). A alumina existe em várias metaestáveis poli-formas (aluminas em transição) além da forma termodinamicamente estável α Al_2O_3 (coríndon). As aluminas em transição χ , η , δ , κ , θ , γ e ρ (em especial a forma γ) têm granulometria muito fina, com elevada área superficial e com elevada interação gás/superfície. Essas fases da alumina são conseguidas através de tratamento térmico do hidróxido de alumínio. Isso significa que várias formas morfológicas desenvolvem as propriedades da superfície que são determinadas pela

estrutura e conteúdo de impurezas do material de partida (hidróxido de alumínio) e da temperatura de calcinação. Portanto, as partículas de alumina podem ser fabricadas de muitos métodos diferentes, e de diferente natureza e morfologia, resultando em diferenças no comportamento em leito fluidizado.

Comercialmente pode-se produzir alumina para fins abrasivos, de catálise (lavagem de gases, etc.) e para produção de alumínio primário. A alumina produzida na Alunorte usada na Albras tem características semelhantes à alumina α Al_2O_3 - ver foto mostrada na figura 2.26

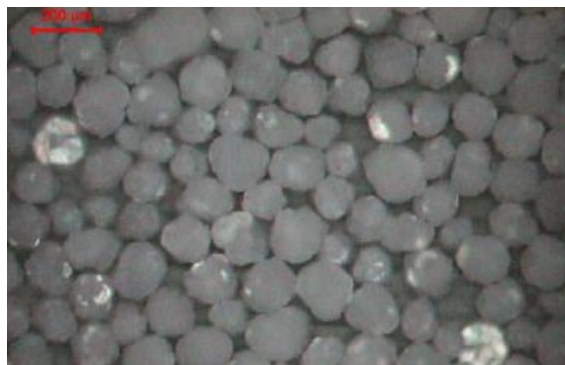


Figura 2.26- Imagem da alumina virgem usada no processo de produção de alumínio primário na Albras - granulometria peneirada média de 99,4 μm .

COLTTERS e RIVAS (2004) testaram dezesseis tipos de amostras experimentais de aluminas. As correlações de V_{mf} para as amostras testadas de alumina foram bem ajustadas com as equações 2.37 e 2.38, levando-se mais em consideração as diferenças na massa específica da alumina do que a granulometria dessas partículas pesquisadas. Então, de acordo com as faixas de massa específica real, foi observado que os valores experimentais de V_{mf} se ajustam bem pelos dados experimentais de TURTON *et al.* (1987) para alumina de baixa e média massa específica real equação 2.39, KUSAKABE *et al.* (1989), MILLER e LOGWINUK (1951) apud GREWAL e SAXENA (1980) para alumina de massa específica real mais elevada equação 2.40. Essas correlações são mostradas na figura 2.27.

As equações que melhor ajustaram os coeficientes λ e σ da equação 2.37 para alumina são:

Para faixa baixo-média massa específica real da alumina

$0,768 \leq \rho_s \leq 2,8(g/cm^3)$, teremos:

$$V_{mf} = (2,7568 \times 10^{-6} X^{(0,81455 \pm 0,02845)}) \text{ - unidades no (CGS)} \quad (2.39)$$

Para faixa de massa específica real da alumina mais elevada

$3,3 \leq \rho_s \leq 4,015 (g/cm^3)$, teremos:

$$V_{mf} = (3,7774 \times 10^{-5} (X)^{(0,6035593)}) \text{ - unidades no (CGS)} \quad (2.40)$$

O ajuste dos dados experimentais das equações 2.39 e 2.40 tem coeficiente de correlação $R = 0,991$ e $R = 0,991$, respectivamente para os dados experimentais de TURTON *et al.* (1987) e KUSAKABE *et al.* (1989).

A figura 2.27 mostra que há uma boa concordância entre os valores calculados e experimentais. Nesta tese a equação 2.40 proposta por COLTTERS e RIVAS (2004) foi ajustada pelos resultados experimentais dos ensaios feitos com alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

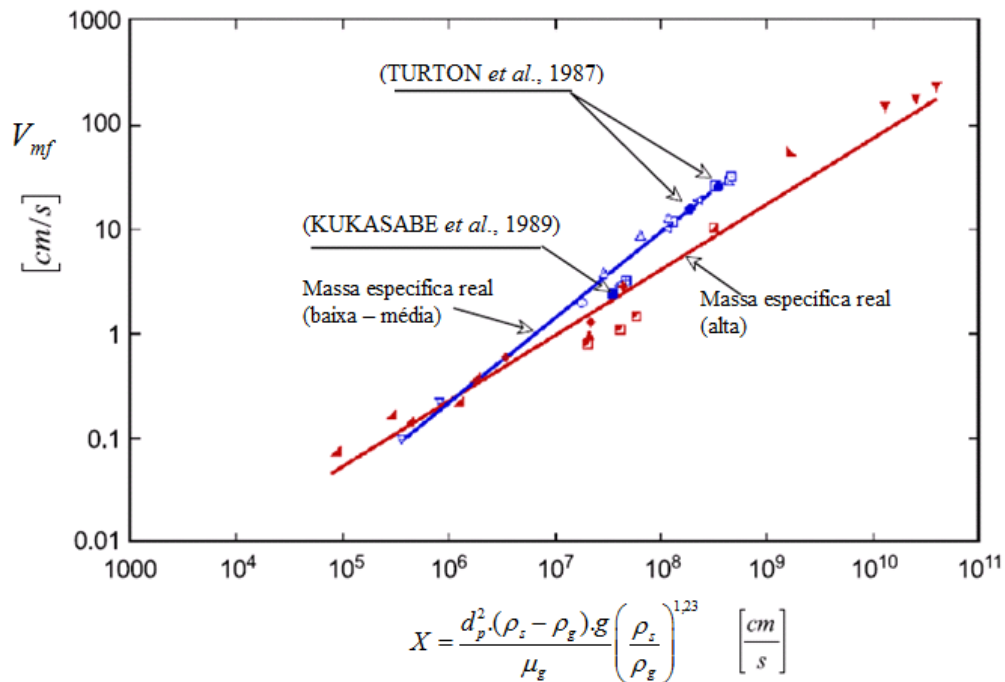


Figura 2.27 - Comparação dos valores calculados pelas equações 2.39 e 2.40 com os valores experimentais de V_{mf} para leitos fluidizados com partículas de alumina – fonte: adaptado de COLTTERS e RIVAS (2004).

BISWALL *et al.* (2007) propuseram a equação 2.41 para predição da velocidade mínima de fluidização em leitos fluidizados cônicos. Os coeficientes da equação proposta foram ajustados por análise dimensional e regressão não linear baseada em seus experimentos com carvão, areia, cal, sorgo, dolomita, minério de ferro, lascas de vidro e pó de material refratário.

$$F_r = 0,2714(A_r)^{0,3197} (\text{sen}\alpha_c)^{0,6092} \left(\frac{\phi_s}{\varepsilon}\right)^{0,6108} \quad (2.41)$$

A tentativa de aplicar a equação de BISWALL *et al.* (2007) na predição da velocidade mínima de fluidização nos experimentos com alumina fluoretada levarão a erros superiores a 80% do valor experimental. Dessa forma decidiu-se por ajustar a equação de BISWALL *et al.* (2007) fazendo o ângulo de inclinação da parede do leito fluidizado em relação a horizontal (α_c) igual a 90° , ou seja, um leito fluidizado normal, e ajustou-se os coeficientes da equação 2.42 (três incógnitas) com três resultados dos experimentos feitos com alumina fluoretada mostrados na tabela 4.4 do capítulo 4 desta tese.

$$V_{mf} = K_1(A_r)^{\alpha_1} \left(\frac{\phi_s}{1,05\varepsilon}\right)^{\alpha_2} (d_p g)^{0,5} \quad (2.42)$$

Portanto, formou-se um sistema linear com três equações e três incógnitas (K_1 , α_1 e α_2), cuja solução é mostrada nos coeficientes da equação 2.43, foram os que melhor se ajustaram aos experimentos feitos com alumina fluoretada e pó de crosta no laboratório de fluidização da empresa Albras, e também com os experimentos de GUPTA *et al.* (2009) realizados com negro de fumo (fly ash).

$$V_{mf} = 0,21(A_r)^{0,25} \left(\frac{\phi_s}{1,05\varepsilon}\right)^{0,7} (d_p g)^{0,5} \quad (2.43)$$

Observa-se que a equação modificada 2.43, aplica-se para fluidização incipiente com leito expandindo 5%, o que não é considerado na equação proposta por BISWALL *et al.* (2007).

Os resultados preditos pela equação 2.43 convergiram com erros menores que 10% para alumina fluoretada, com erro menor que 2% para o pó de crosta e erro menor que 5% para o negro de fumo (fly ash), resultados simulados com os dados experimentais de GUPTA *et al.* (2009).

Os resultados experimentais também serão comparados com a equação 2.44 proposta por MILLER e LOGWINUK (1951) apud GREWAL e SAXENA (1980).

$$V_{mf} = 1,25 \times 10^{-3} \left(\frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g)^{0,9} \rho_g^{1,1} g}{\mu_g} \right) \quad (2.44)$$

A seguir, outras referências indicadas para o estudo experimental e teórico das velocidades mínima V_{mf} e plena de fluidização V_{mff} .

Leitos fluidizados cônicos: por BISWALL *et al.*(2007) e KUPRIANOV *et al.*(2007). Leitos com segregação de partículas de diâmetros diferentes: FORMISANI e GIRIMONTE (2003), CHOK *et al.*(2010) e THONGLIMP *et al.*(1984). Método da pressão flutuante: FELIPE e ROCHA (2007), SINGH e ROY (2006) e ISEMIN *et al.* (2010). Leitos com partículas do grupo A: KOBAYASHY *et al.*(2002) e KUIPERS *et al.*(2005). Leitos com partículas do grupo C: SALEH *et al.* (2006) e ALAVI e CAUSSAT (2005). Predição das velocidades mínima e plena de fluidização e o efeito da geometria do leito fluidizado ROY e SENGUPTA (1972). Estudo sobre o efeito da temperatura no cálculo da velocidade mínima de fluidização: SUKSANKRAISORN *et al.* (2001). Relação da velocidade mínima de fluidização com a massa específica aparente e o ângulo de repouso: WONG (2002).

Outras teses de doutorado relacionadas com leito fluidizado:

KARPPANAN (2000) implementou lógica de controle avançado (lógica Fuzzy) para otimização de geração de energia usando leito fluidizado com recirculação de material particulado (CFB) obtendo bons resultados no controle da pressão de vapor mesmo usando leito com múltiplos materiais de combustão oriundos de resíduos industriais – planta protótipo de 2 MW e em escala industrial de 150 MW.

KIRBAS (2004) estudou a mistura e o movimento de partículas em um elevador fluidizado com 0,076 m e 0,2 m de diâmetro, usando sensores de fibra ótica e partículas fosforescentes como rastreadores (partículas FCC de $70 \mu m$) obtendo uma visão completa do escoamento (perfil axial do escoamento) de alta densidade como em sistema (CFB) estudado.

LI (2005) pesquisou a mistura e segregação de partículas finas em leito fluidizado com tambor rotativo para quebrar as forças interpartículas (Van der Walls, eletrostática e capilar).

WORMSBECKER (2008) fez seu trabalho de pesquisa em leito fluidizado usado para secagem de material particulado, estudando a hidrodinâmica destes leitos e seus parâmetros como projeto do distribuidor do ar de fluidização e a geometria de seu vaso usando análise de pressão flutuante e densitometria por raios-X.

2.10 - VELOCIDADE TERMINAL

Uma expressão bastante conhecida da literatura é obtida a partir do balanço de forças que atuam sobre uma partícula esférica sedimentando em um fluido em repouso e é descrita pela equação (2.45).

$$V_t = \sqrt{\frac{4(\rho_s - \rho_g)g}{3} \frac{d_p}{\rho_g C_{DS}}} \quad (2.45)$$

Onde C_{DS} é um coeficiente de arrasto obtido de forma experimental. HAIDER e LEVENSPIEL (1989) obtiveram a equação 2.46 para partículas esféricas:

$$C_{DS} = \frac{24}{Re_p} + 3,3643 Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607 Re_p}{Re_p + 2682,5} \quad (2.46)$$

McCABE e SMITH (1976) sugeriram o uso de um fator K para a análise de escoamento de partículas em um gás. Este fator é dado pela equação (2.47).

$$K = d_p \left[\frac{g \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu_g^2} \right]^{1/3} = A_r^{1/3} \quad (2.47)$$

Para:

$K < 3,3$; o escoamento é laminar;

$3,3 < K < 43,6$; indica zona de transição e quando;

$43,6 < K < 2360$; o escoamento será turbulento.

Segundo McCABE e SMITH (1976) a velocidade terminal para os três regimes de escoamento pode ser calculada por:

$$V_t = \frac{g d_p^2 (\rho_s - \rho_g)}{18 \mu_g}, \quad (K < 3,3); \text{ - escoamento laminar;} \quad (2.48)$$

$$V_t = \frac{0,153 g^{0,71} d_p^{1,14} (\rho_s - \rho_g)^{0,71}}{\rho_g^{0,29} \mu_g^{0,43}}, \quad (3,3 < K < 43,6); \text{ - escoamento intermediário;} \quad (2.49)$$

$$V_t = 1,74 \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_g) g d_p}{\rho_g}}, \quad (43,6 < K < 2360); \text{ - escoamento turbulento.} \quad (2.50)$$

Uma forma gráfica para estimativa da velocidade mínima de fluidização e da velocidade terminal de uma partícula em leitos fluidizados verticais, baseada na caracterização das partículas classificação de GELDART (1973) – sem o conhecimento da porosidade do leito e esfericidade da partícula) foi proposta no livro de MILLS (2004), como mostrado na figura 2.38

Os resultados da figura 2.28 se ajustam bem à equação 2.31 proposta por WEN e YU (1996) para o cálculo da velocidade mínima de fluidização V_{mf} , e os resultados obtidos no cálculo da velocidade terminal V_t se ajustam bem à equação 2.47 de McCABE e SMITH (1976).

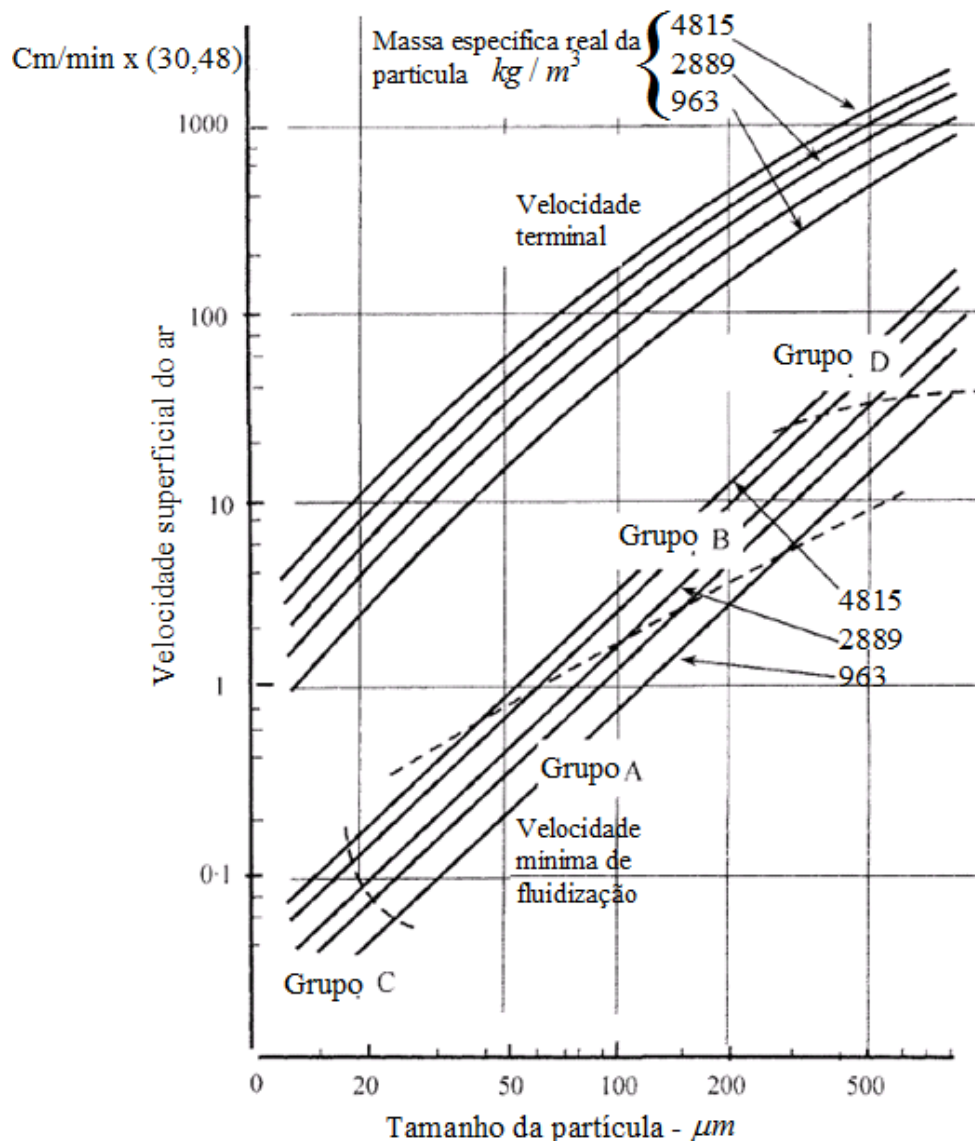


Figura 2.28 - Velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal para leito de partículas fluidizado com ar – adaptado de MILLS (2004).

A porosidade do leito fluidizado influencia fortemente o cálculo de V_{mf} , porém, não influencia no cálculo de V_t , pois nesta condição o leito já está bastante disperso e com porosidade alta, com valor próximo da unidade.

Para as partículas do grupo A, B e C, a velocidade terminal V_t é sempre maior que a velocidade mínima de fluidização V_{mf} . A figura 2.28 mostra uma convergência entre V_t e V_{mf} para partículas do grupo D maiores que 1 mm, porém, nestas condições o transportador fluidizado fica inviável comparado com a correia transportadora de mesma capacidade de transporte.

2.11 - VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO EM LEITO INCLINADO

YAMAZAKI *et al.* (1989) apud ROZAINNE e KUMORO (2003) foram provavelmente os primeiros pesquisadores a estudarem leitos fluidizados inclinados, e verificaram que a hidrodinâmica do leito inclinado não é exatamente igual ao leito convencional vertical, na verdade o leito convencional é uma condição do leito inclinado para $\theta = 0^\circ$, como se pode simular através das equações (2.51) e (2.52).

$$V_{mfi} = \frac{\rho_s g \varepsilon_{mf}^3 (\phi_s d_p)^2}{150(1 - \varepsilon_{mf}) \mu_g (\cos \theta + \phi_i \sin \theta)} \quad (2.51)$$

$$V_{mfs} = \frac{\rho_s g \varepsilon_{mf}^3 (\phi_s d_p)^2 (1 - 0,0833 \tan(\theta + \beta_{\text{fluidizado}}))}{150(1 - \varepsilon_{mf}) \mu_g (\cos \theta + \phi_i \sin \theta)} \quad (2.52)$$

Segundo esses pesquisadores, no início da fluidização o leito forma canais preferenciais de fluidização no lado oposto à inclinação θ com velocidade mínima de fluidização inicial V_{mfi} , dada pela equação 2.51. O leito entra em regime quando atinge a velocidade mínima de fluidização em regime V_{mfs} , dada pela equação 2.52.

A diferença entre essas duas velocidades aumenta com o ângulo de inclinação do leito θ . A inclinação do leito sofre influência do ângulo de repouso fluidizado $\beta_{\text{fluidizado}}$ do material particulado dado pela equação 2.24, e também do ângulo de fricção interno entre as partículas ϕ_i .

Outras referências relacionadas com leitos fluidizados inclinados:

BASKAKOV e SKACHKOVA (2001) estudaram o resfriamento/aquecimento de partículas esféricas em leito fluidizado inclinado calculando a velocidade de fluidização no início do movimento das partículas no leito para estimar a perda de carga e taxa de resfriamento das partículas pelo ar em uma planta industrial na Rússia.

O'DEA *et al.* (1990) desenvolveram a teoria de fluidização em leito fluidizado com inclinação θ variando de 45 e 90 graus em relação ao plano horizontal estudando a fluidização de areia, partículas finas e grossas de vidro e partículas FCC. Observaram a

formação de caminho preferencial no leito no lado inferior do leito inclinado, como mostrado na figura 4.12 desta tese.

2.12 - VELOCIDADES DESENVOLVIDAS AO LONGO DOS REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO

2.12.1 - LEITO BORBULHANTE

O cálculo da velocidade mínima para formação de bolhas V_{mb} nos materiais dos grupos A e C da classificação de GELDART (1973), foi proposta por ABRAHAMSEM e GELDART (1980) através da equação 2.53.

$$\frac{V_{mb}}{V_{mf}} = \frac{2300 \rho_g^{0,13} \mu_g^{0,52}}{d_p^{0,8} [(\rho_s - \rho_g)g]^{0,93}} \exp(0,72 * w_{45\mu m}) \quad (2.53)$$

A velocidade mínima de formação das bolhas V_{mb} no leito borbulhante é fortemente dependente da fração em peso de partículas menores que $45\mu m$ ($w_{45\mu m}$). As unidades da equação 2.53 estão no (SI).

2.12.2 - LEITO TURBULENTO

Para os grupos A, B e D da classificação de GELDART (1973), a fase densa lenta (slugging) é o resultado da formação de bolhas que excedem cerca de dois terços do diâmetro (D) do recipiente do leito - BI e GRACE (1995). Como se observa na (figura 2.23, D), o leito todo translado até a superfície onde a bolha formada explode. O grupo C exibe a formação de bolhas mesmo em leito de diâmetro grande devido às forças interpartículas atuantes nas partículas finas desse grupo.

BI e GRACE (1995) usaram a equação 2.54 para calcular a velocidade mínima para estabelecer o regime de leito turbulento.

$$V_{mt} = 1,24 A_r^{0,45} \left(\frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \right) \quad (2.54)$$

Válida para: $2 < A_r < 10^8$.

2.12.3 - LEITO EM FLUIDIZAÇÃO RÁPIDA

BI e GRACE (1995) mediram o entranhamento de partículas versus a velocidade superficial do leito para vários leitos fluidizados. Eles observaram que a mínima velocidade de fluidização rápida para os grupos A e B da classificação de GELDART (1973) pode ser estimada pela equação 2.55.

$$V_{mr} = 1,53 A_r^{0,45} \left(\frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \right) \quad (2.55)$$

Válida para: $2 < A_r < 10^6$. A equação 2.55 não se aplica para o grupo D da classificação de GELDART (1973) neste caso pode-se considerar a velocidade de transporte das partículas igual à velocidade terminal V_t .

2.12.4 - LEITO EM TRANSPORTE PNEUMÁTICO EM FASE DILUÍDA

Com o aumento da velocidade superficial, as partículas entram em regime de transporte pneumático em fase diluída com velocidade mínima V_{mc} e porosidade do leito ε_{mc} , conforme se observa na (figura 2.23, G). A velocidade V_{mc} limiar do transporte pneumático é estimada pelo modelo de YANG (1975) através da equação 2.56.

$$\frac{2gD(\varepsilon_{mc}^{-4,7} - 1)}{\frac{V_{mc}}{\varepsilon_{mc}} - V_t} = 681.000 \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{2,2} \quad (2.56)$$

2.13 - LITERATURA PESQUISADA SOBRE CALHAS FLUIDIZADAS

Esse tipo de transportador foi descoberto ou inventado de forma empírica, porém, até os primórdios do terceiro milênio continua sem um modelo matemático para

dimensioná-lo de forma a reduzir ainda mais o seu baixo consumo de energia para o transporte de material particulado.

Muitos pesquisadores têm desenvolvido teses com experimentos para achar uma equação para fazer predição da vazão mássica do transportador fluidizado. RAO e THARUMARAJAN (1986) construíram uma calha fluidizada fechada de secção retangular de 0,2m de largura e 2,5m de comprimento para estudar na tese de mestrado de THARUMARAJAN (1985) o escoamento fluidizado da farinha de milho moído em natura, e do negro de fumo, o pesquisador conseguiu correlacionar a geometria da calha com sua inclinação e a vazão do ar de fluidização através de gráficos sem, no entanto, propor um modelo matemático para o escoamento dos materiais particulados fluidizados em estudo.

BOTTERILL e BESSANT (1975) usaram um canal fluidizado aberto de 0,3m por 2,5m de comprimento para estudar as propriedades reológicas da areia fluidizada com diâmetro de $200\ \mu m$. Esses pesquisadores observaram que a areia se comporta como um fluido de Bingham com viscosidade aparente mínima a uma velocidade superficial do ar três vezes a velocidade mínima de fluidização dessa areia ($3.V_{mf}$).

LATKOVIC e LEVY (1991) transportaram pó de magnetita de diâmetros ($139\ \mu m$ e $169\ \mu m$), massa específica real de $5300\ kg.m^{-3}$ em uma calha fluidizada aberta de 0,1m de largura por 2,3m de comprimento, para investigar a hidrodinâmica desse pó. Eles observaram que a viscosidade aparente se deslocou do comportamento de um fluido de Bingham para um pseudoplástico com aumento da inclinação da calha.

BOTTERILL e ABDUL-HALM (1978) estudaram a viscosidade aparente do escoamento de partículas de catálise, areia e cinza em circuito fluidizado fechado de 0,3m de largura, usando o viscosímetro modificado de Stormer originalmente construído por MCGUIGAN (1974). Uma das conclusões do trabalho foi de que a viscosidade aparente das partículas fluidizadas reduz com o aumento inicial da velocidade superficial do ar, além da velocidade mínima de fluidização, passando por um mínimo e depois aumenta devido ao aumento da perda de carga associada ao aumento da velocidade e intensidade das bolhas de ar dentro do leito fluidizado. Essa viscosidade mínima não foi alcançada no leito de partículas de catálise na faixa até $3.V_{mf}$ ou com cinza na faixa até $2,25.V_{mf}$.

GUPTA *et al.* (2006) fez investigação experimental do escoamento fluidizado de negro de fumo com diâmetro médio peneirado de $108\ \mu m$, em calha fluidizada fechada de 0,15m de largura, por 3,7m de comprimento. Os experimentos mostraram que para

inclinações superiores a $1,75^\circ$ descendente e válvula de abastecimento com abertura de 65%, ocorreu o escoamento das partículas com velocidade superficial do ar a partir de $0,9.V_{mf}$ (escoamento pulsante das partículas no leito fluidizado com ação da força gravitacional) e com o aumento da velocidade superficial do ar acima da velocidade mínima de fluidização, ocorreu o escoamento estacionário do leito de partículas com formação de bolhas de ar e agitação das partículas no leito fluidizado.

Com a calha fluidizada na posição horizontal, ocorreu o aumento da altura do leito com abertura da válvula de abastecimento em 50% ou 65% para velocidade superficial do ar menor que $1,0.V_{mf}$. Com o aumento da velocidade superficial do ar acima de V_{mf} , o escoamento do leito de partículas ocorreu de modo pulsatório para a válvula de abastecimento em 50%, e não pulsatório para a válvula de abastecimento em 65%, combinando a influência da tensão de cisalhamento e a força gravitacional sobre essas partículas.

O escoamento ascendente ocorreu em forma de pulsos do leito de partículas para velocidade superficial do ar acima de $1,1.V_{mf}$, predominando a força devido ao cisalhamento das partículas do leito fluidizado.

HANROT (1986) desenvolveu uma calha fluidizada com múltiplas descargas para abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio primário.

Neste tipo de calha, o nível de automação é mínimo, reduzindo dessa forma o custo de manutenção e operação do sistema.

O sistema trabalha como uma caixa d'água (silo) cheia (o) abastecendo as cubas eletrolíticas. Quando o nível das moegas dessas cubas está alto, o abastecimento das moegas cessa.

Nesta condição, se a fluidização da calha principal não for desligada, o nível da coluna de balanço da calha principal aumentará, mantendo o sistema em equilíbrio - ver figura 2.29.

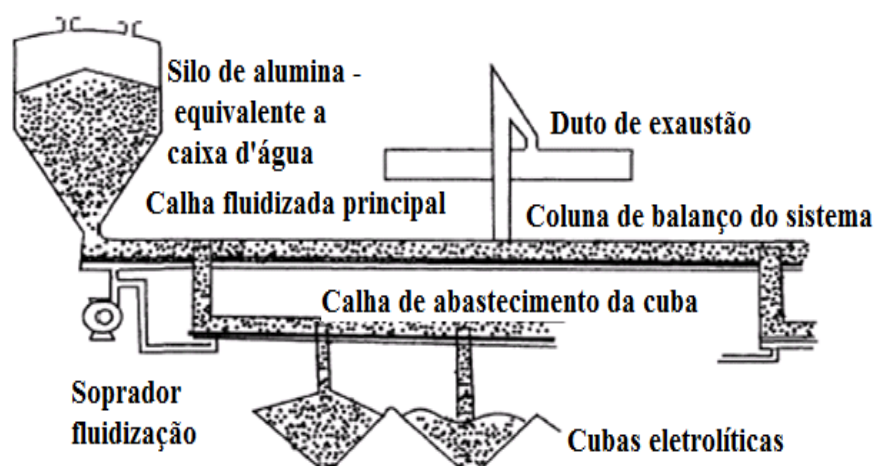


Figura 2.29 - Calha fluidizada com múltiplas descargas desenvolvida por HANROT (1986) - fonte: Light Metals, New Orleans, pp 103 - 109 (1986).

A empresa Claudius Peter WOLF *et al.* (2007) publicou um artigo sobre transporte fluidizado de alumina em calhas fluidizadas instaladas dentro de tubo metálico 4” para abastecimento contínuo de alumina em cubas eletrolíticas produto chamado FLUIDCON mostrado na figura 2.30.

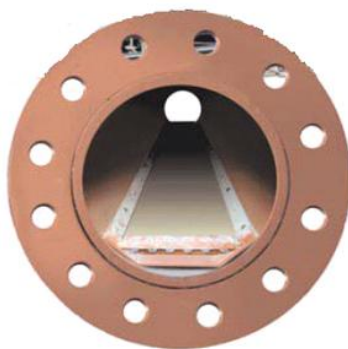


Figura 2.30 – FLUIDICON – fonte: Light Metals, Orlando, pp 223 - 228 (2007).

A empresa Alstom WEDDE *et al.* (2010) publicou artigo semelhante sobre abastecimento contínuo de alumina em cubas eletrolíticas com calhas fluidizadas de múltiplas saídas que podem operar na posição horizontal semelhante ao desenvolvido por HANROT (1986) e mostrado na figura 2.29 – o produto da Alstom é chamado comercialmente de ALFEED.

CAPÍTULO 3

TRANSPORTADORES FLUIDIZADOS

3.1 - INTRODUÇÃO

Esses transportadores pneumáticos estão em uso por centenas de anos, eles quase sempre são utilizados por alguma razão técnica. Apresentam baixo custo operacional e são largamente utilizados para transportar materiais como cimento, coque, cal, alumina, etc. O grande problema é que até recentemente eram capazes de operarem somente inclinados para baixo e, portanto, chamados transportadores assistidos pela aceleração da gravidade ou “airslide”. Todavia, ultimamente, tem-se desenvolvido transportadores para operarem na horizontal e até com pequena inclinação ascendente.

Transportadores fluidizados podem ser considerados como uma forma extrema de transporte pneumático em fase densa, sendo uma extensão desse método, com o material particulado inserido para fluir ao longo de um canal fluidizado por um gás. Esses transportadores admitem elevado carregamento de material particulado, G , com baixa vazão volumétrica de ar na calha ou tubo fluidizado como mostrado na figura 3.2, se calculado G pela equação 3.1.

$$G = \frac{\dot{m}}{\rho_g \dot{V}} \quad (3.1)$$

Onde: $\dot{m}$ é a vazão mássica de sólidos e $\dot{V}$ é a vazão volumétrica de ar de fluidização, G é um número adimensional.

No transportador assistido pela aceleração da gravidade, o canal é inclinado, e a causa predominante do escoamento é a força gravitacional atuante no material. Por essa razão, esses transportadores têm baixo custo operacional.

3.1.1 - TÉCNICA DE TRANSPORTE

A técnica para se conseguir o transporte é essencialmente a manutenção do estado fluidizado do material particulado, desde a entrada do material na calha até o ponto ou

pontos de descarga dessa calha. Consegue-se isso pela contínua injeção de ar, ou outro gás, com relativa baixa vazão e pressão, no pleno ou caixa limpa para fluidizar o material através de um distribuidor de ar. O transportador pneumático fluidizado é ilustrado no esquema da figura 3.1.

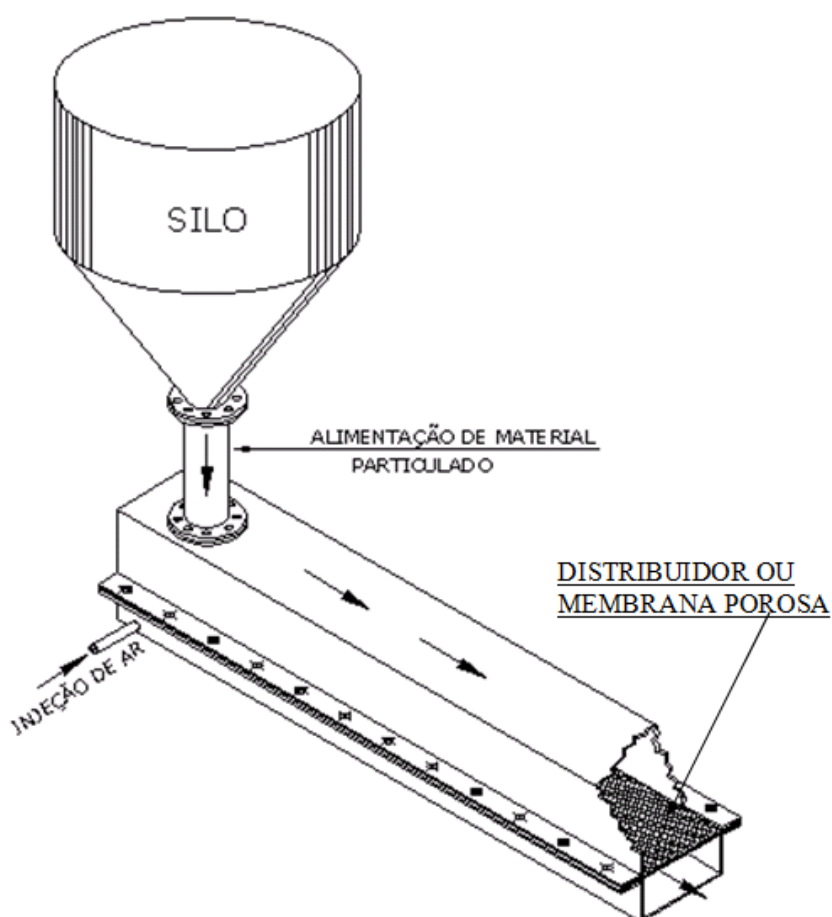


Figura 3.1 - Princípio de transportador assistido pela aceleração gravitacional - “airslide”.

O ar passa ao longo da calha ou canal fluidizado, no sentido ascendente, através de um distribuidor ou membrana feita de material poroso adequado às condições do processo, o pó ou material particulado com partículas finas escoam ao longo da calha fluidizada. A calha fluidizada normalmente é fechada, como se pode ver na figura 3.2. O ar de fluidização, após passar pelos interstícios do leito de material que escoam flutuando sobre a membrana, flui sobre o topo do leito de material e é exaurido até o filtro de mangas da instalação ou, em algumas aplicações como, por exemplo, no abastecimento de cubas eletrolíticas, o pó cai no silo e o ar limpo vai para atmosfera.

Portanto, o volume de material sólido é mantido fluidizado pelo fluxo de ar, esse material escoam livremente na calha inclinada mesmo com pequeno ângulo descendente,

horizontalmente ou até com pequeno ângulo ascendente. O ar de fluidização é mantido na condição mínima para quebrar as forças interpartículas, forças de fricção entre partículas e entre as paredes da calha, o suficiente para permitir o escoamento do material. As exigências para o ar usado na fluidização de calhas são relativamente pequenas, e, portanto, não precisam ser mantidas entre limites estreitos para estabelecer as condições ótimas de transporte.

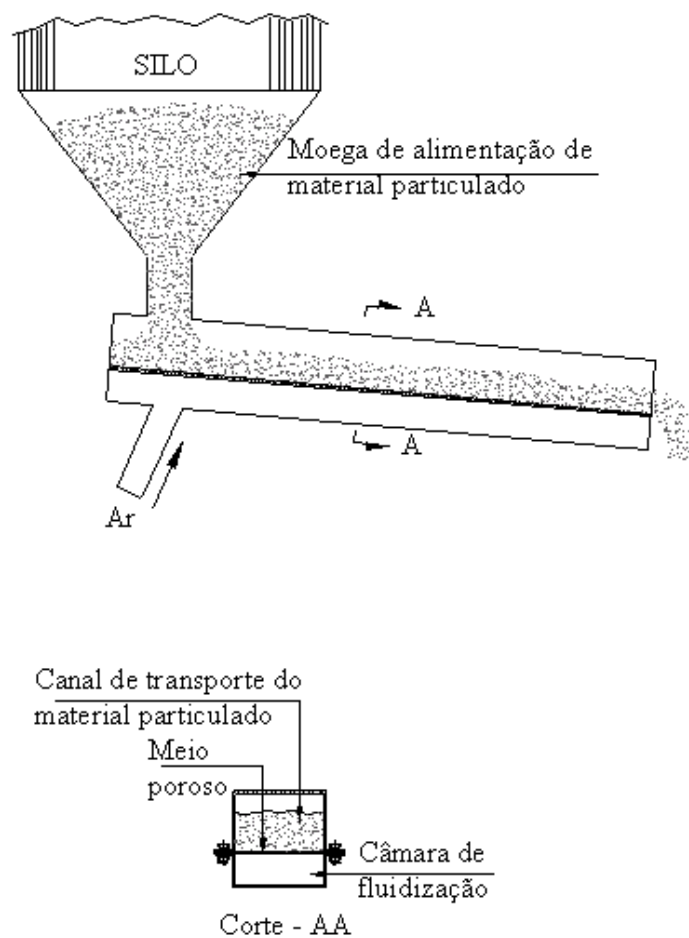


Figura 3.2 - Arranjo típico de transportador "airslide".

3.1.2 - VANTAGENS DO TRANSPORTE FLUIDIZADO

Esse transportador promove um ambiente totalmente enclausurado para o material, com arranjo bastante flexível e não tem peças móveis. Com o transportador assistido pela aceleração da gravidade, o ganho é o fato de o material poder ser transportado de cima para baixo com um baixo consumo de energia.

Uma vantagem particular desse tipo de transportador sobre o transporte pneumático convencional é que a velocidade de transporte desse sistema é muito baixa. No transporte pneumático em fase diluída, a taxa de sólidos transportada é muito baixa e, a velocidade do ar é conseqüentemente alta. Como resultado, a demanda de energia é maior do que nas alternativas de transporte em sistemas mecânicos (correia transportadora, transportador helicoidal, etc.).

Problemas operacionais associados com partículas abrasivas, tal como desgaste abrasivo de componentes do sistema e degradação de partículas frágeis, podem ser tão severos, que o transporte pneumático convencional como meio de transporte não é freqüentemente considerado para tais materiais – a exemplo alumina e pó de crosta. Se em um sistema de transporte pneumático, um material pode ser transportado em fase densa, a demanda de potência será menor, e os problemas operacionais geralmente serão reduzidos. Em um transportador fluidizado, contudo, o carregamento de sólido G é até maior, e a velocidade de transporte é bem menor que em fase densa. Como resultado, o consumo de energia é equivalente à correia transportadora e, os problemas operacionais associados com materiais abrasivos e frágeis são quase inexistentes.

3.1.3 - PRINCÍPIO DO TRANSPORTE

Considerando as vantagens que os transportadores pneumáticos fluidizados podem oferecer sobre outras formas de transporte de sólidos, particularmente em termos de baixo consumo de energia, o uso dos transportadores convencionais (“airslide”) não é amplamente aplicado como deveria ser. Até certo ponto, isto pode ser resultado da pouca confiança por parte dos engenheiros projetistas, então, o uso de transportador assistido pela aceleração da gravidade permanece de certa forma no estado da arte. Para permitir que esses sistemas sejam projetados de forma otimizada, ao invés de superdimensionados, é necessário algum entendimento do fenômeno que envolve a flutuação de material particulado no ar ou transporte pneumático fluidizado. A observação de um material sólido particulado que está sendo transportado por este meio ao longo do duto, irá imediatamente sugerir a similaridade com o escoamento de um líquido em uma calha inclinada. Evidentemente, é necessário o fornecimento de ar na calha fluidizada para manter o escoamento gás-sólido como se estivesse no estado fluidizado.

O princípio básico da fluidização, portanto, é o processo do escoamento gás-sólido. O projeto, a construção e a operação de “airslide” serão amplamente discutidos.

Consideração é finalmente dada a um número de interessantes variações no “airslide” convencional, no qual o transporte de material flui ao longo de uma calha horizontal, ou até mesmo com inclinação ascendente.

3.2 - INÍCIO DO ESCOAMENTO

É requisito fundamental que se tenha ar suficiente passando através do material no canal para fazê-lo fluir. A base porosa, portanto, deve ter resistência suficiente para garantir que, quando parte dela for coberta pelo material, o ar não desvie da passagem por esta seção. O fluxo sempre tenderá a tomar o caminho de menor resistência, esse é um problema particular na partida, como mostrado na figura 3.3.

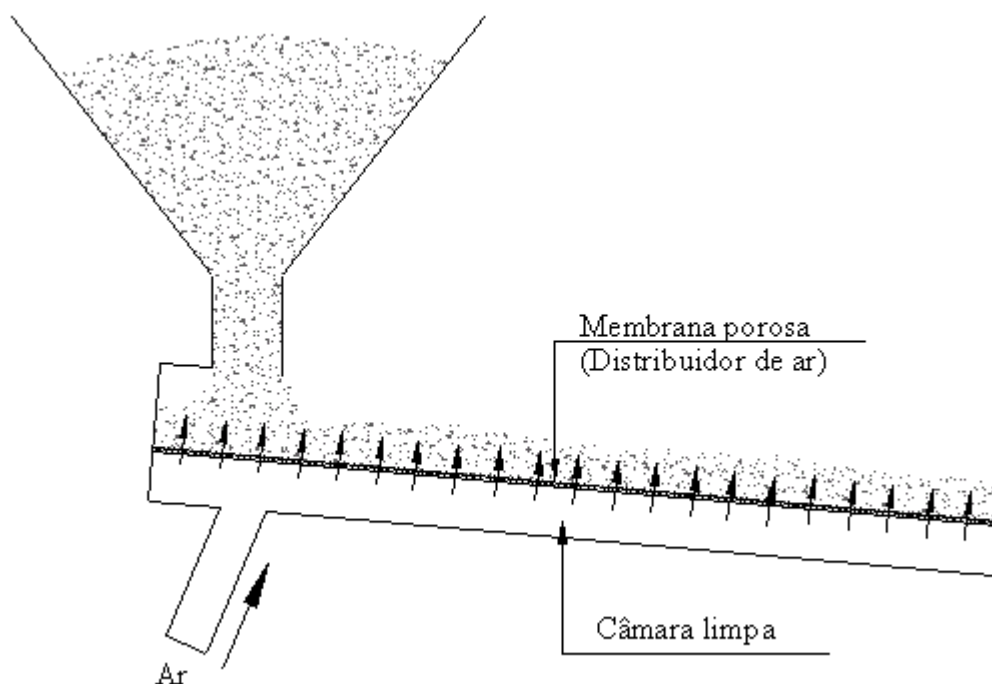


Figura 3.3 - Início do escoamento de material sobre uma calha fluidizada inclinada.

Se o material sobre o canal estiver com o ar insuficiente, ele não fluirá sobre a calha fluidizada. Na partida, portanto, a velocidade do ar através do material estacionário deve ser maior do que a mínima velocidade de fluidização (V_{mf}), mesmo quando a maior parte da membrana porosa não estiver coberta pelo material.

3.2.1 - INCLINAÇÃO E PROFUNDIDADE DO LEITO DE MATERIAL NA CALHA FLUIDIZADA

Outra condição essencial a ser atingida é que a inclinação para baixo seja suficiente para permitir um fluxo contínuo e em regime estacionário do material fluidizado. O transportador assistido pela aceleração da gravidade, normalmente se mostra livre de problema, é um método muito econômico de transporte de uma grande gama de pós e materiais granulados.

A aparência do escoamento de material particulado na calha fluidizada vai depender de um número de propriedades que juntas são chamadas “escoabilidade” do material. Então, um material seco de fácil escoamento tem um ângulo natural de repouso pequeno e, provavelmente, fluidizará muito bem. Tal material tem uma boa escoabilidade e, neste estado, poderá escoar de forma suave ao longo da calha fluidizada inclinada, a 1 ou 2° em relação à horizontal, como ilustrado na figura 3.2.

A observação visual do material escoando pode denotar a característica de escoamento de um líquido com superfície lisa ou levemente rugosa. Uma obstrução parcial do escoamento pode causar uma flutuação no fluxo, e uma obstrução substancial pode causar uma ondulação no escoamento. Em contraste, um material coesivo pode mostrar um comportamento bastante diferente dos materiais de fácil escoamento quando transportados em “airslide”.

Em geral para uma dada vazão mássica e velocidade superficial, a profundidade do leito escoante tende a aumentar com a diminuição da inclinação do transportador fluidizado. Em inclinações relativamente íngremes, esse efeito não é significativo, mas quando a inclinação da calha fluidizada atinge o limite mínimo, a qual ocorre o escoamento, a profundidade do leito aumenta rapidamente, esse efeito é mostrado na figura 3.4.

Um aumento na vazão mássica do sólido e/ou velocidade superficial do ar pode resultar em um deslocamento ascendente das curvas de vazão mássica do material. É evidente pela forma da figura 3.4, que há uma inclinação mínima $\theta_{\min}$ na qual o material fluidizado deixará de escoar aumentando a altura ou profundidade do material na entrada da calha fluidizada.

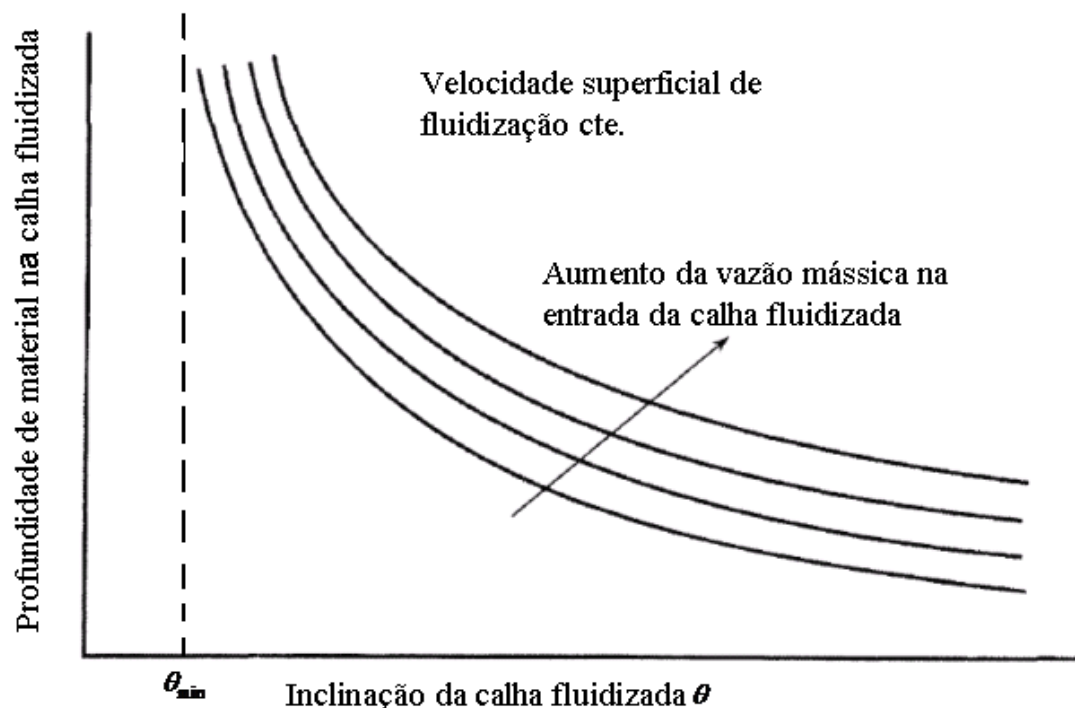


Figura 3.4 - Influência da inclinação da calha e vazão mássica do material na profundidade do leito – adaptada de MILLS (2004).

O valor desta inclinação mínima $\theta_{\min}$ da calha fluidizada depende principalmente da natureza do material envolvido e, em menor extensão, da vazão mássica do material e da velocidade superficial. Pretendendo transportar em uma inclinação menor do que esse valor mínimo $\theta_{\min}$ pode resultar no rápido espessamento do leito de material a ponto de tornar a calha fluidizada entupida. Transportando em inclinação maior do que a mínima necessária $\theta_{\min}$, não implica em vantagens significativas em não se fazendo uso do melhor desnível disponível na instalação.

3.2.2 - MATERIAIS COESIVOS

Segundo MILLS (2004), materiais muito coesivos não são apropriados para escoamento em calha fluidizada. Materiais que são levemente coesivos, contudo, podem usualmente ser transportados em calhas fluidizadas com inclinações maiores, em torno de 6 a 10°. Observação sobre esses materiais sugere que as partículas não estão fluidizadas, mas movem-se virtualmente como uma massa sólida de material escoando em batelada na calha fluidizada, como mostrado na figura 3.5.

Fissuras irregulares em zig-zag no leito do material escoando no leito, e a aparência rochosa da superfície livre sugestionam comportamento similar ao escoamento lento e abertura de canais que podem ocorrer em leitos fluidizados estacionários. Esses materiais coesivos podem exibir tais características mencionadas acima.

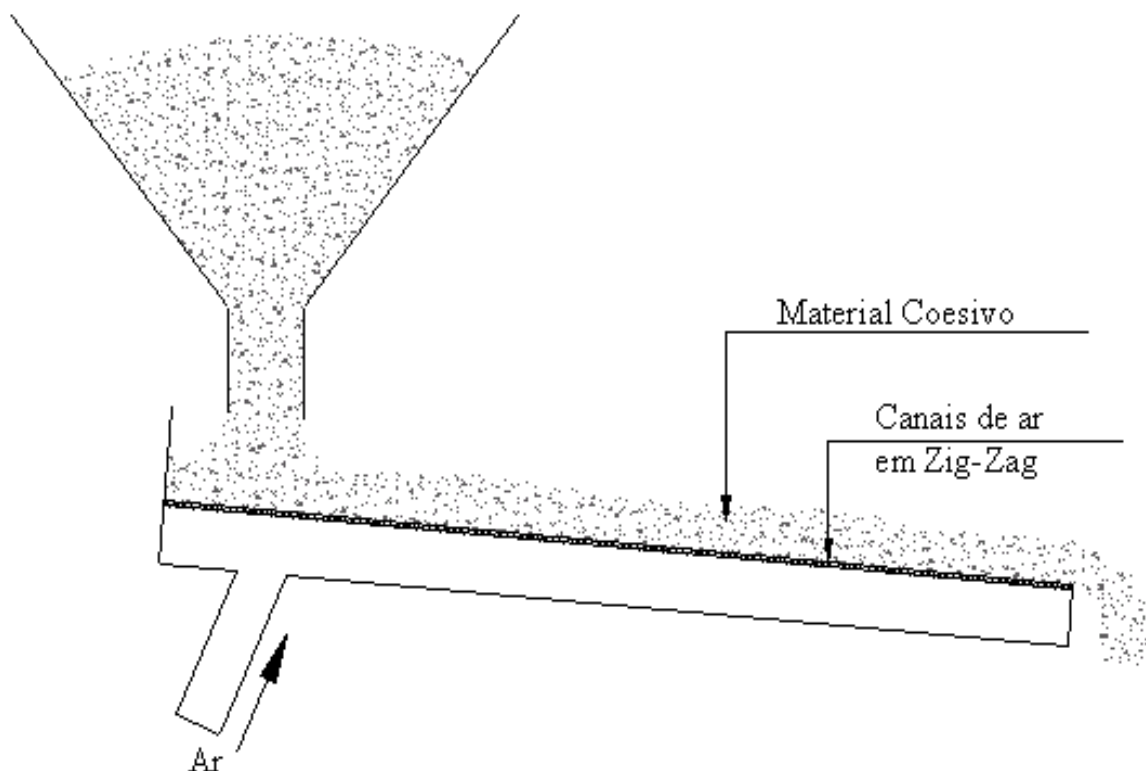


Figura 3.5 - Escoamento de material coesivo em calha fluidizada inclinada.

3.2.3 - PROFUNDIDADE DO LEITO E VELOCIDADE SUPERFICIAL

Uma variação similar à profundidade do leito ocorre como resultado da variação da velocidade superficial, como mostrado na figura 3.6. Neste caso, o conjunto de curvas mostrando a vazão mássica do sólido constante, com cada curva representando diferentes inclinações da calha.

Novamente aparece a tendência a um valor ótimo da vazão de ar o qual é previamente selecionado, e está relacionado com a inclinação do transportador fluidizado. Reduzindo a vazão de ar a um valor menor que um valor ótimo, pode tornar o material desfluidizado, ou com velocidade abaixo da mínima de fluidização, semelhante a um leito fixo, isso resulta numa súbita redução da vazão mássica do material e, em consequência,

espessamento do leito a ponto da cessação do escoamento. Por outro lado, um acréscimo da vazão de ar acima do valor ótimo produz pequena vantagem, e é meramente gasto de energia.

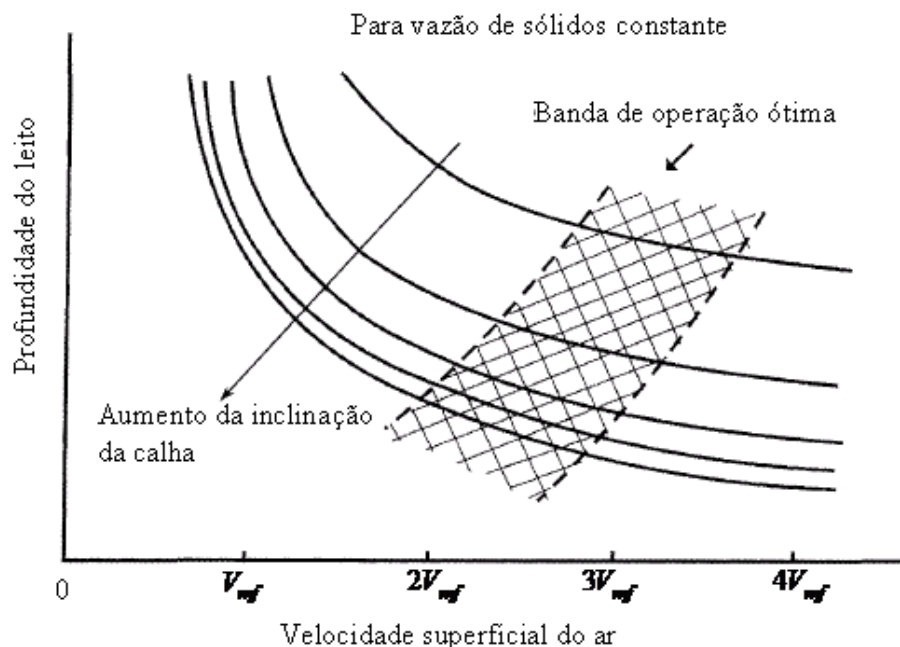


Figura 3.6 - Influência da velocidade superficial e inclinação da calha na profundidade do leito – adaptado de MILLS (2004).

3.2.4 - PROFUNDIDADE DO LEITO E VAZÃO MÁSSICA DE SÓLIDO

Observa-se no gráfico da figura 3.4, que a profundidade ou acúmulo de material na calha fluidizada, para uma velocidade de fluidização constante, é inversamente proporcional à inclinação da mesma e quase linear com o aumento de sua vazão mássica.

Em situações práticas, a relação entre a profundidade do leito e a vazão mássica é quase linear, mas com a vazão ar reduzindo-se a quase zero, a profundidade do leito começa a reduzir rapidamente – limpeza da calha fluidizada.

3.3 - CONSTRUÇÕES DE CALHAS OU TUBOS FLUIDIZADOS - “airslide”

Como foi explicado anteriormente, conduzir uma grande quantidade de material de sólido fluidizado através de uma calha ou tubo inclinado oferece a vantagem da participação da aceleração da gravidade no escoamento do mesmo. Esse é o sistema

tradicional de baixa energia para escoamento de materiais flutuando no ar, unidades comerciais podem ser encontradas com uma variedade de fabricantes. A figura 3.7 ilustra um sistema básico de calha fluidizada e seus acessórios com escoamento contínuo sob ação da gravidade da entrada até a saída.

Esse tipo de dispositivo é bastante empregado para ajuda na descarga de material ou assistente de escoamento, por exemplo, montado no fundo de silo, tanque, vagão ferroviário, caminhão graneleiro, etc. Através da fluidização é viável a construção de silos, vasos e tanques de armazenagem de material particulado com fundo plano, possibilitando substancial capacidade de estoque de material. Nessa aplicação, o canal de fluidização é bem menor do que a usada em transportador fluidizado de material.

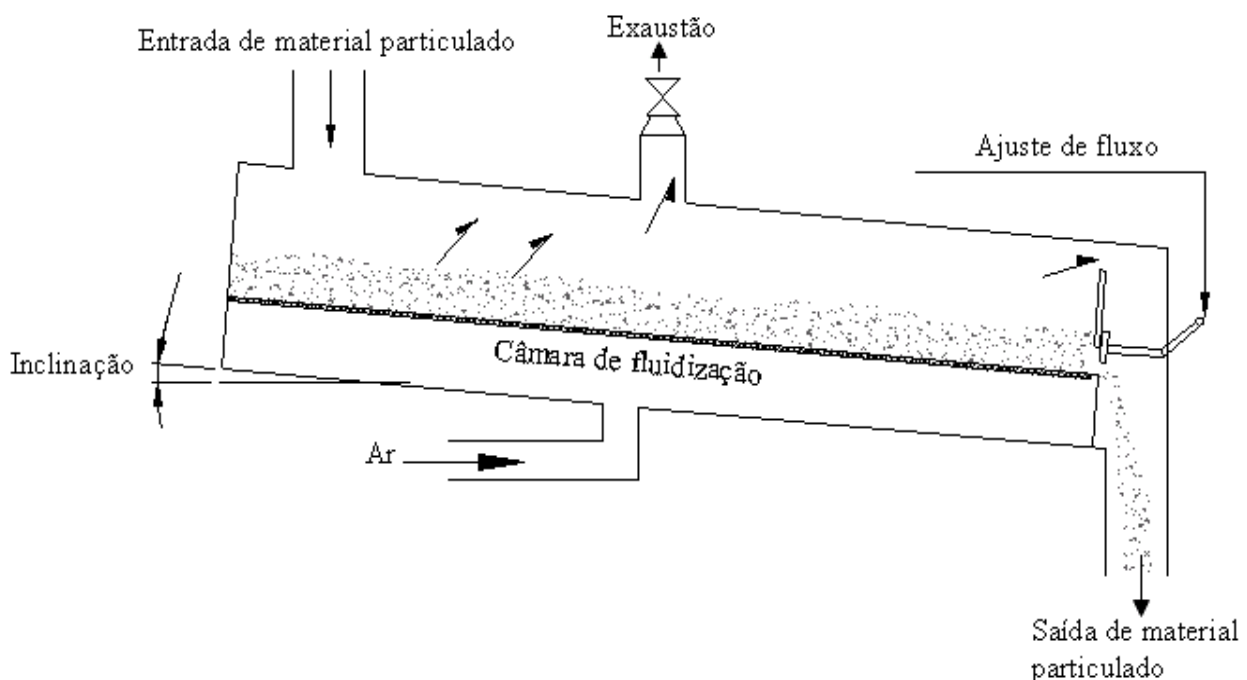


Figura 3.7 - Arranjo típico de uma calha fluidizada.

3.3.1 - CONSTRUÇÃO DA CALHA FLUIDIZADA

A construção de um “airslide” é relativamente simples e essa é uma das vantagens desse método em detrimento aos outros métodos de transporte de material sólido.

Esse sistema de transporte consiste basicamente de duas seções U (calha) com uma delas invertida, ou seção O (tubo) e uma membrana porosa entre elas. A figura 3.8 mostra o arranjo da disposição do duto e da membrana porosa.

A parte de baixo do duto funciona como um compartimento onde o ar é injetado no sistema em um ou mais pontos, dependendo do comprimento total do duto. A cobertura na parte de cima deixa o sistema praticamente imune ao vazamento de pó. Mas, esse sistema também pode funcionar satisfatoriamente com o topo aberto, como é usado frequentemente como chute de descarga.

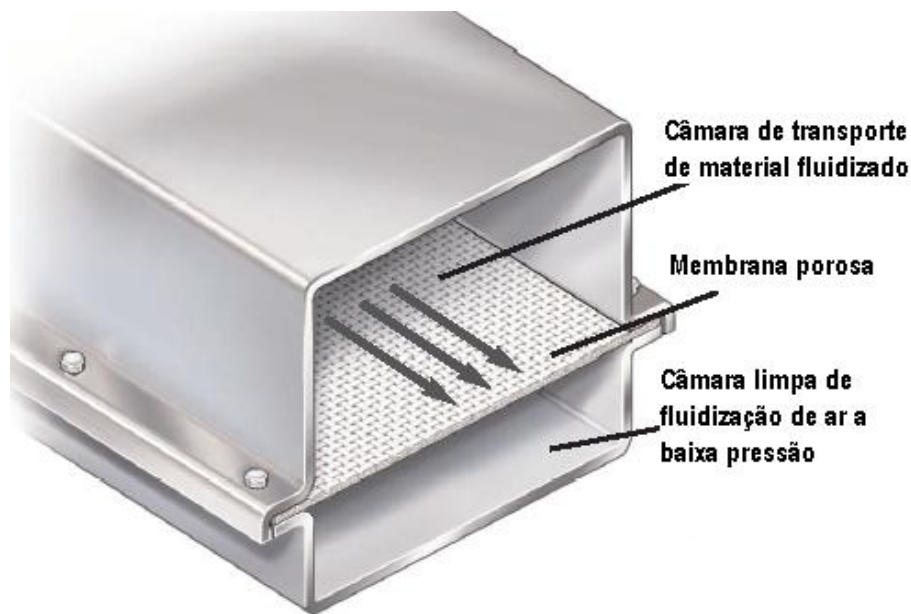


Figura 3.8 - Arranjo típico de uma calha fluidizada tradicional. Disponível em: www.flsmidth.com. Acesso em: 20 set. 2010.

3.3.2 - COMPONENTES DA CALHA FLUIDIZADA

Uma vantagem do transportador pneumático é a sua versatilidade, e muitos fabricantes desse sistema os fornecem com componentes de uso padrão os quais aparafusados juntos se adéquam a uma aplicação específica do cliente. Além da calha de transporte e seções de entrada e saída, outros componentes disponíveis são os seguintes:

- Curvas: à direita e à esquerda;
- Peças em Y para desvio de fluxo de uma calha para duas ou de duas para uma;
- Desviadores de fluxo, normalmente usados em conjunto com caixas de descarga lateral, para permitir ao operador desviar o fluxo para uma direção desejada do processo;

- Portinholas ou defletores para controle de fluxo de material: tanto na operação manual ou automática;
- Caixas coletoras de corpos estranhos ou impurezas ao processo.

A construção desses componentes é básica e de fácil fabricação. Como exemplo, o desvio de fluxo ou descarga lateral mostrado na figura 3.9.

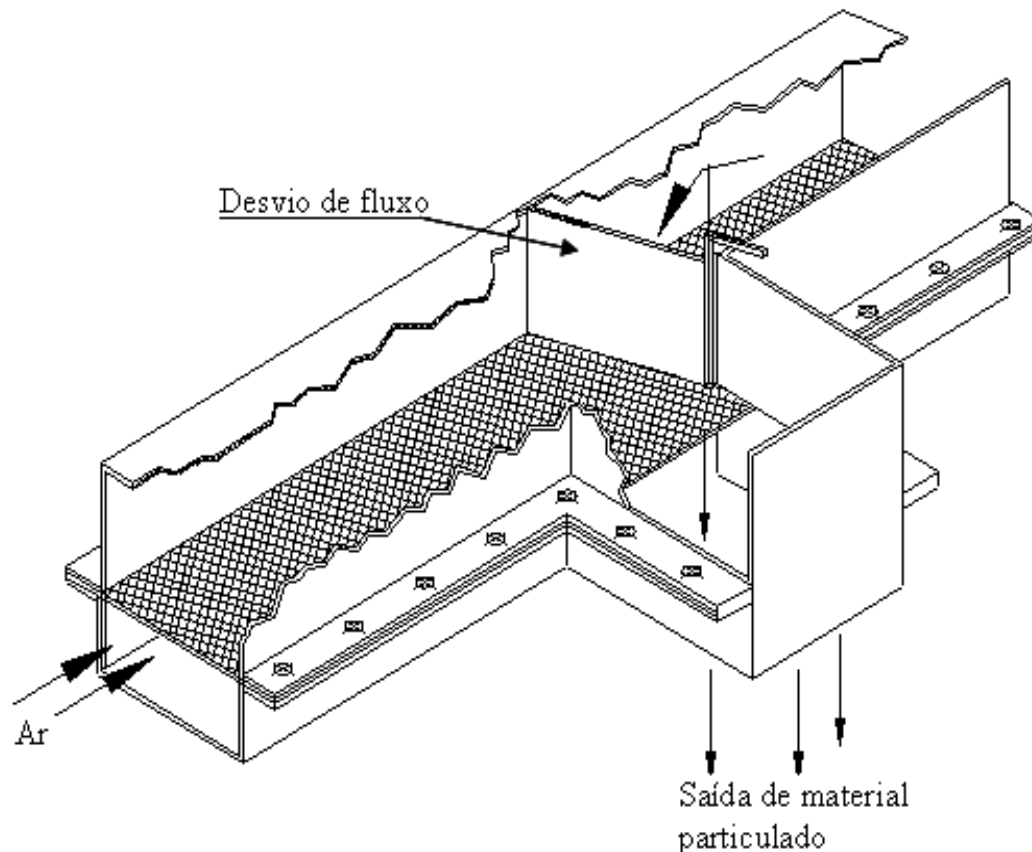


Figura 3.9 - Desvio de fluxo de material.

3.4 - PARÂMETROS DE PROJETO

Em termos de projeto, a largura ou diâmetro da calha é o principal parâmetro a se considerar, com o objetivo de se atingir uma vazão desejada. A especificação correta da vazão requerida de ar é a inclinação da calha. Contudo, deve-se garantir que o sistema operará satisfatoriamente. Esses três parâmetros são considerados em detalhes, além da influência da distância de transporte.

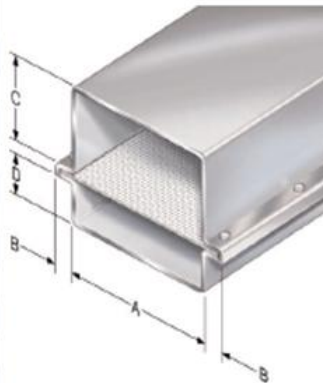
3.4.1 - LARGURA/DIÂMETRO DA CALHA OU TUBO FLUIDIZADO

O principal parâmetro para a determinação da capacidade de um “airslide” é a sua largura/diâmetro. Na literatura publicada por fabricantes desses transportadores, e em outras fontes são apresentados somente dados básicos de projeto. Fornecem a largura, a altura da câmara de transporte/câmara de fluidização e a capacidade de transporte do material por hora em volume, ver tabela 3.1.

Os catálogos de fabricantes desses equipamentos fornecem poucas informações de como esses dados podem ser modificados para diferentes tipos de materiais em novas aplicações diferentes do projeto original, tais como: inclinação e vazão de ar de fluidização. Isso, contudo, não é tão inaceitável como poderia parecer em primeira análise, se fornecerem a inclinação e a vazão de fluidização, excederia os requerimentos mínimos ou ótimos para o material em particular a ser transportado. Assim, esses parâmetros terão pouca influência na vazão mássica do material, como foi ilustrado nos gráficos das figuras 3.4 e 3.6.

Tabela 3.1 - Seleção de “airslide”. Disponível em: <www.flsmidth.com>. Acesso em: 20 set. 2010.

HI-TOP DESIGN											
SIZE	"A"	NOMINAL CAPACITY		"B"		"C"		"D"		WEIGHT	
TYPE	mm	(1) cu.ft./hr.	cu.m/hr.	(1) in.	mm	(1) in.	mm	(1) in.	mm	lb./ft.	kg./m
4	100	720	20	1.25	32	7.87	200	2.95	75	13	19
6	150	1200	34	1.25	32	7.87	200	2.95	75	15	22
8	200	3060	87	1.25	32	11.81	300	2.95	75	20	30
10	250	4030	114	1.25	32	11.81	300	2.95	75	22	33
12	300	7620	216	1.25	32	15.75	400	2.95	75	26	39
14	350	12700	360	1.25	32	19.69	500	2.95	75	30	45
16	400	15000	425	1.25	32	19.69	500	2.95	75	32	48
19	480	21200	600	1.50	38	22.05	560	2.95	75	38	57
24	600	56000	1586	2.25	57	23.62	600	3.94	100	46	68

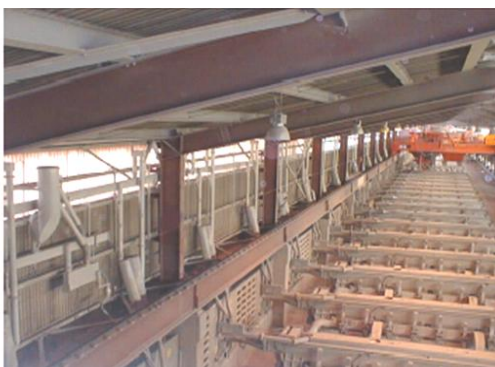


3.5 - PROJETO DE TUBOS FLUIDIZADOS

As empresas especializadas em transportadores fluidizados de materiais granulados desenvolveram calhas com múltiplas saídas de seção retangular construídas em chapas de aço carbono, que podem trabalhar a zero grau em relação ao plano horizontal com bom desempenho no processo de abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio - ver figura 3.10.



(a)



(b)

Figura 3.10 - Calha fluidizada com múltiplas saídas para abastecimento de cubas eletrolíticas para produção de alumínio primário: a) <www.alcanalesa.com>. Acesso em: 22 set. 2010; b) <www.claudiuspeters.com>. Acesso em: 22 set. 2010.

Essas calhas têm que ter um trecho isolante, como se pode ver na figura 3.11a, pois existe uma diferença de potencial entre a cuba e a estrutura do prédio que pode chegar até a 1000 Vcc (corrente contínua) em relação à fonte de alimentação da sala de cubas.

Devido à falta de espaço sobre a cuba, e entre a cuba e o prédio nas reduções em operação (projetos antigos) e também o perigo de choque elétrico, a montagem dessas calhas tem que ser feita com a cuba desligada, causando a cessação de produção do metal e elevando os custos de montagem e manutenção futura da calha fluidizada.

Para eliminar esses problemas, nesta tese foi desenvolvida uma calha de material isolante elétrico; resistente ao calor e ao ataque químico (o ambiente da sala de redução tem alguma concentração de ácido fluorídrico).

O desafio é fazer um tubo fluidizado no estado da arte, de fácil instalação, e que não pare a produção da cuba na montagem e seja de fácil desmontagem no caso da manutenção precisar fazer alguma intervenção sobre a cuba.

O tubo fluidizado deve ser concebido para operar a favor da aceleração da gravidade e também na montagem ascendente em relação ao plano horizontal. O consumo de energia deve ser menor em relação aos projetos comerciais convencionais.

3.5.1 - EVOLUÇÃO DO PROJETO

Como em todo desenvolvimento começa-se fazendo protótipos, com a intenção de sair da concepção retangular para circular objetivando reduzir os custos inerentes à secção retangular.

As empresas FLSMIDTH e Claudius Peters desenvolveram projetos muito criativos, reduzindo os custos de seus projetos.

A ideia foi desenvolver calhas fluidizadas facilmente montadas/desmontadas em tubos metálicos convencionais, como se pode ver o FLUIDICON da Claudius Peters na figura 3.11.

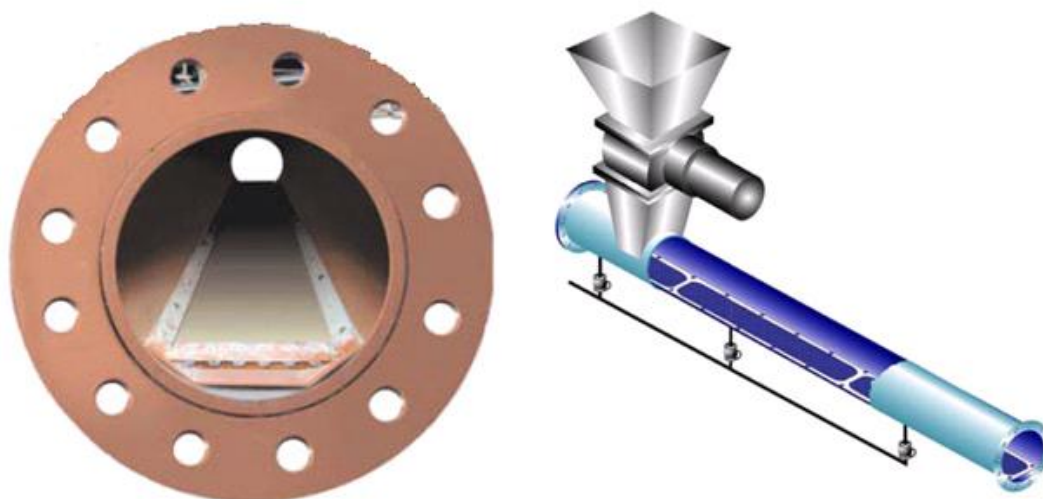


Figura 3.11 - Calha fluidizada montada dentro de tubo metálico convencional. Disponível em: < www.claudiuspeters.com >. Acesso em: 22 set. 2010.

No desenvolvimento do projeto desta tese, inicialmente, foi fabricado um protótipo de tubo fluidizado em aço carbono, como se pode ver na figura 3.12.

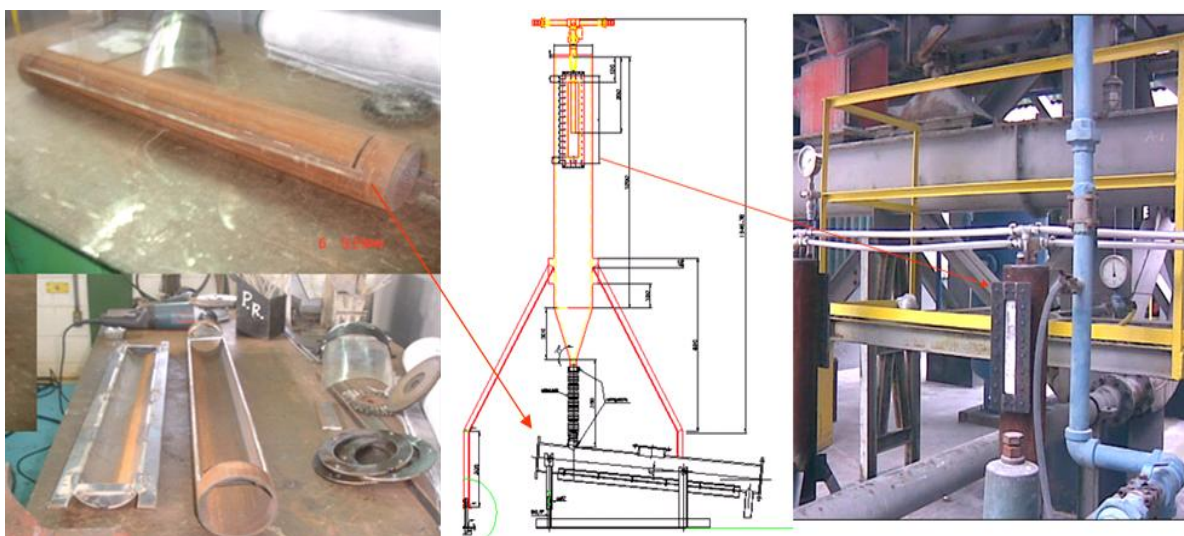


Figura 3.12 - Protótipo de tubo fluidizado com inclinação variável construído em aço carbono.

Foi construído o protótipo da figura 3.12 com comprimento de um metro linear para facilitar o manuseio do mesmo durante os ensaios de escoamento de alumina em função da inclinação e velocidade de fluidização. Devido à construção em aço carbono, esse equipamento ficou muito pesado dificultando o seu manuseio.

A partir desse protótipo foram projetados dois tubos fluidizados de 8” para transporte de pó de crosta do processo produtivo da Albras, como se pode ver nas figuras 3.13 e 3.14.



Figura 3.13 - Tubo fluidizado metálico de 8”/3,78 metros ; inclinação 2,2° capacidade de transporte (101,68 t/h – 120 cm / min) de pó de crosta coletada pelo FM 213007 da Albras.

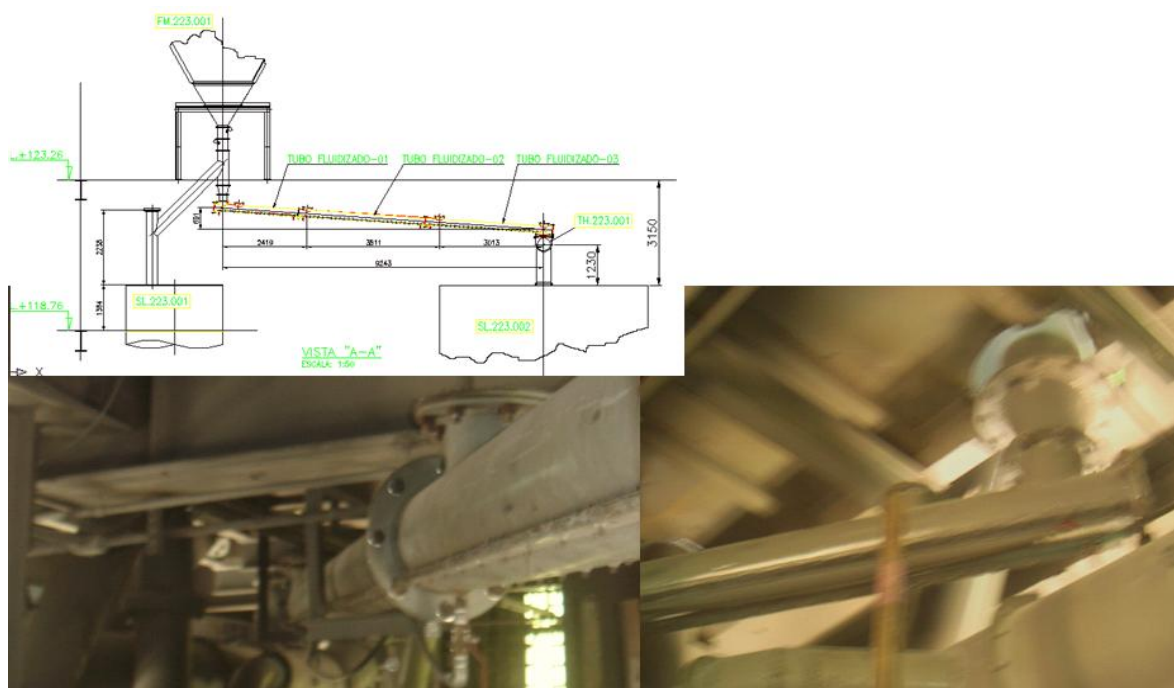


Figura 3.14 - Tubo fluidizado metálico de 8”/9 metros; inclinado a 4° capacidade de transporte (242 t/h – 120 cm / min) de pó de crosta coletada pelo FM 223001 da Albras.

Os tubos fluidizados metálicos são bem mais fáceis de montar que os convencionais de secção retangular, no entanto, ainda são economicamente inviáveis em um projeto de larga escala, e de difícil execução como em uma planta de produção de alumínio primário em operação.

3.5.2 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO METÁLICO COM CALHA FLUIDIZADA

A calha fluidizada reduz significativamente a quantidade de parafusos usados na fixação da manta de fluidização do tubo metálico, como se pode ver nos detalhes de montagem da calha fluidizada no tubo metálico mostrado na figura 3.15, mas o conjunto calha/tubo metálico ainda fica muito pesado e com necessidade de vários pontos de fluidização.



Figura 3.15 - Tubo metálico com calha de fluidização extraível.

3.5.3 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO FLUIDIZADO NÃO METÁLICO

Os tubos fluidizados precisam de muitos parafusos para vedação da manta de fluidização, além de reduzirem a largura (b) e a profundidade (h) da calha, como se pode ver na figura 3.16.

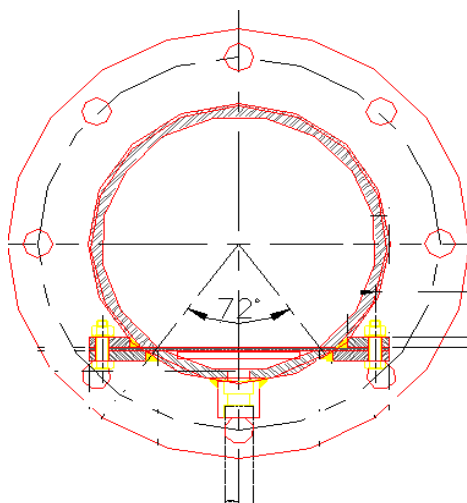


Figura 3.16 - Secção transversal de um tubo fluidização de 8" com arco fluidizado à 72° (largura da calha (b)).

Pesquisando literatura sobre tubos fluidizados não metálicos, encontra-se no mercado uma mangueira fluidizada desenvolvida pela Trelleborg, como se pode ver na figura 3.17.



Figura 3.17 - Mangueira fluidizada - fonte: catálogo da empresa Trelleborg Engineered Systems.

As mangueiras Trelleborg pesam bem menos que um tubo metálico. Por exemplo, um tubo metálico de 4" Sch 40 pesa 16,06 kg/m, enquanto uma mangueira fluidizada de mesmo diâmetro pesa 6,9 kg/m.

Em princípio, essa mangueira estaria dentro do conceito adotado no desenvolvimento no projeto do presente trabalho. Entretanto, essa mangueira, segundo o fabricante, não foi concebida para ter múltiplas saídas, ou seja, a concepção da mesma é uma entrada e uma saída, como se pode ver na figura 3.17.

Mangueiras de borracha são flexíveis, o que na aplicação em foco neste trabalho causará custo adicional com mais suportes de apoio para reduzir a flecha formada entre esses apoios.

Outra questão é que o custo de aquisição da mangueira é maior do que o de uma calha convencional de secção retangular.

A utilização da mangueira é mais viável em relação à da calha convencional devido ao baixo custo de instalação e operação. A relação custo/benefício da mangueira é menor do que o da calha.

3.5.4 - EVOLUÇÃO DO PROJETO - TUBO FLUIDIZADO DE FIBRA DE VIDRO

O tubo fluidizado de 3” desenvolvido nesta tese (figura 3.18) é bastante leve (pesa cerca de 5,3 kg/m com todos os acessórios). Como é uma associação série-paralela de vários “airslides”, o tubo pode trabalhar até em uma inclinação ascendente, e, ainda sim, tem a ajuda da ação da aceleração da gravidade, pois as descargas são feitas na parte inferior do tubo, o que não seria fácil de construir em uma calha metálica convencional.

Toda a secção transversal do tubo está disponível para o transporte do material particulado aumentando a sua capacidade, ou seja, pode operar com um arco fluidizado maior que 180°, o que pode aumentar a vazão do ar de fluidização, aumentando a vazão mássica de transporte do tubo, conforme se pode analisar através da equação 3.10.

A câmara de fluidização é dimensionada para reduzir ao máximo a necessidade de pontos adicionais de fluidização, pode-se construir tubo fluidizado com mais de vinte metros de comprimento linear com entrada de ar na entrada do tubo.



Figura 3.18 - Detalhes de tubo fluidizado construído em fibra de vidro com possibilidade de múltiplas descargas.

Esse tubo fluidizado tem um carregamento G elevado, equivalente ao da mangueira fluidizada da Trelleborg, como se pode ver na figura 3.19.

Esse meio de transporte pneumático com mangueiras/tubo fluidizado em fibra de vidro pode ser chamado de: “UHDPS - Ultra High Dense Phase System”. Por exemplo, a mangueira de 100 mm, da figura 3.19, fluidizada com 360 l/min a 20 °C ($1,2 \times 0,36 \times 60 = 25,92$ kg/h de ar), a 0° em relação ao plano horizontal, tem capacidade de transportar 13000 kg/h de alumina, ou seja, pela equação 3.1 teremos;

$$G = \frac{13000}{25,92} \cong 500$$

Capacidades aproximadas de transporte (t/h) Mangueira de 6 metros

ID	Cement		Limestone		Micro Silica		Fly Ash		Ilmenite		Alum Oxide		Starch Flour	
Airflow	140		170		190		100		100		360		170	
	0°	-3°	0°	-3°	0°	-6°	0°	-6°	0°	-6°	0°	-6°	0°	-4°
Capacity	(t/h)		(t/h)		(t/h)		(t/h)		(t/h)		(t/h)		(t/h)	
ID														
50mm	8	12	7	10	2,5	4	9	11	14	20	2	10	6	7
100mm	45	60	3	49	14	20	45	57	74	103	13	52	28	33
150mm	90	135	60	105	30	45	95	115	160	225	28	110	62	72
200mm	190	240	150	190	55	80	170	210	290	400	50	200	110	130
250mm	280	350	220	300	80	125	250	330	450	600	75	300	180	190

Figura 3.19 - Capacidade de transporte das mangueiras Trelleborg - fonte: catálogo da empresa Trelleborg Engineered Systems.

3.6 - ALIMENTAÇÃO DO MATERIAL NO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO

Algumas medidas de controle de fluxo de sólidos podem ser obtidas com uma válvula guilhotina ou borboleta no duto de alimentação do transportador. Controlar a saída do transportador não é recomendável, pode obstruir o transportador e também apresentar problemas de exaustão com fluxo ou jato de material pela tubulação de exaustão na abertura da válvula instalada na saída do transportador.

O controle de fluxo de material sólido na entrada do transportador é mais confiável, e não representa um problema nos transportadores longos, devido à demora em se fazer a estabilização do escoamento estável do material particulado após o ajuste na válvula de controle instalada na entrada do equipamento.

Quando é importante controlar a taxa de fluxo do material dentro de uma faixa de controle relativamente pequena, torna-se necessário a instalação de alguma forma de moega de estocagem perto do ponto de descarga do transportador.

Como alternativa, pode-se instalar uma válvula guilhotina/borboleta pneumática no duto de abastecimento do material. O controle do fluxo do material pode ocorrer na moega de descarga do transportador através de uma chave de nível intertravada com a válvula guilhotina/borboleta pneumática. Uma válvula rotativa convencional ou uma rosca transportadora pode ser também uma alternativa para esse propósito.

Para um fluxo consistente e livre de entupimento no transportador e com baixo consumo de ar, uma fluidização através de uma válvula proporcional integral intertravada

através de um controlador lógico programável (CLP) com um transmissor de nível na moega receptora, seria o estado da arte.

3.7 - DESGARGA DO MATERIAL DO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO

Em um transportador fluidizado é possível trabalhar com uma grande variedade de saídas ou descargas, variando desde uma saída simples até chutes de descargas telescópicas. Deve-se atentar para a exaustão do duto de carregamento do transportador para evitar a entrada excessiva de ar no transportador e, o consequente jato de ar e material no(s) ponto(s) de descarga do equipamento, ocasionando poluição no ambiente de trabalho.

É mais fácil controlar o local de descarga do “airslide” do que controlar a sua vazão de material nessa descarga. Usando curvas, desviadores e portas de saída, é possível construir equipamentos muito complexos. A figura 3.20 mostra uma solução simples e engenhosa para controlar problemas relacionados com o controle de abastecimento de moegas ou pilhas de estocagem de material a céu aberto.

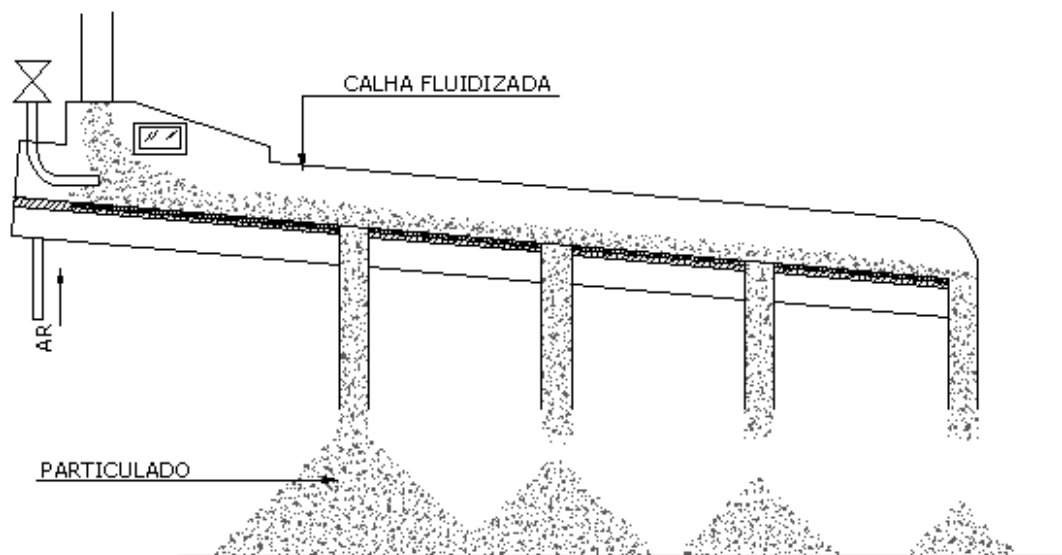


Figura 3.20 - Abastecimento de pilha de material a céu aberto através de transportador fluidizado com múltiplas saídas.

A figura 3.20 mostra um “airslide” aéreo descarregando material fluidizado sucessivamente através de chutes até o nível alto da pilha de material cessar o fluxo em cada descarga. O material fluirá automaticamente sobre a descarga bloqueada pelo nível alto da pilha, que se encontra repleta ao longo da mória porosa da calha até a próxima descarga disponível. Muitas funções, como as mostradas acima, podem ser realizadas sem a necessidade de chaves de nível e válvulas de bloqueio de fluxo ou dispositivos móveis no sistema.

3.8 - MECANISMOS DO ESCOAMENTO

Não há clareza em relação ao fator dominante que causa o melhoramento da escoabilidade resultante da contínua aeração do material. Pode ser resultado da filtração do ar através das partículas sólidas e conseqüente redução das forças de contato entre elas. Simultaneamente pode vir da formação da camada de ar entre o leito de partículas e as superfícies do canal, com a conseqüente redução drástica das forças de atrito interno entre partículas e as superfícies de contorno da calha fluidizada.

O escoamento dependerá das propriedades físico-químicas do material (granulometria, esfericidade, rugosidade, massa específica real, ângulos de repouso e atrito interno interpartículas e da composição química), forma geométrica e inclinação do transportador fluidizado, e da velocidade superficial do ar pressurizado.

3.9 - VAZÃO MÁSSICA DO TRANSPORTADOR FLUIDIZADO

MILLS (2004) propôs a equação 3.2 para escoamento de partículas em calhas fluidizadas com inclinação a favor da aceleração da gravidade.

$$\dot{m} = Ch^x b^{4-x} \sin\theta \quad (3.2)$$

Onde, $\dot{m}, h, b, C, x, \theta$ são na sequência: vazão mássica de sólidos, altura do leito de material, largura da calha, um coeficiente, índice que depende da relação de aspecto da calha definido como a altura pela largura da calha e a inclinação dessa calha. O Coeficiente C obtido experimentalmente não é uma constante e depende da natureza do

material a ser transportado, da inclinação da calha fluidizada e da vazão de ar de fluidização.

WOODCOCK e MASON (1978) apud MILLS (2004) propuseram a equação 3.3.

$$\dot{m} = K_1 \rho_{b_{nv}} h^2 (bg \rho_{b_{nv}} \sin \theta - K_2) \quad (3.3)$$

Onde, $\rho_{b_{nv}}, g, K_1, K_2$ são na sequência: massa específica não vibrada do material, aceleração da gravidade, constantes para um determinado material particulado fluidizado da massa específica real e tamanho das partículas do leito.

Mills (2004) propôs a equação 3.4 para estimativa da largura da calha fluidizada.

$$b = \left(\frac{r_p \dot{m}}{r_a \rho_{b_{nv}} V_p} \right)^{0,5} \quad (3.4)$$

Onde, V_p, r_e, r_a são na sequência: velocidade da partícula no escoamento fluidizado, taxa de expansão do leito e relação de aspecto da calha.

Ajustando a equação 3.4 para valores médios adequados de V_p , r_e e r_a e introduzindo-se ρ_s no lugar de $\rho_{b_{nv}}$, tem-se a equação 3.5, usada para estimar a largura para calha fluidizada.

$$b \approx 0,65 \left(\frac{\dot{m}}{\rho_s} \right)^{0,5} \quad (3.5)$$

Com a vazão mássica de sólidos em ton/h e a massa específica real da partícula em $lb.ft^{-3}$, a largura da calha fluidizada em ft .

A equação 3.5 considerou uma relação de aspecto igual a 0,5, ou seja, uma calha com largura duas vezes a sua altura, o que não é prático em uma aplicação industrial, a inclinação adotada na faixa de 7 a 10° descendente.

O gráfico mostrado na figura 3.21 é obtido a partir da equação 3.5, dá uma ideia rápida da vazão mássica (ton/h) da calha em função de sua largura em pés (*ft*).

ISHIDA *et al.* (1980) mediram o perfil da velocidade de partículas de vidro, alumina e areia em uma calha aberta inclinada de 0,039m de largura, com comprimento de 0,954m, usando sensor ótico inserido na superfície do leito fluidizado, e classificou esses perfis em cinco tipos dependendo da velocidade superficial do ar e da inclinação da calha: escoamento imaturo, escoamento livre, escoamento em jatos, escoamento borbulhante e escoamento plano.

A velocidade da partícula no escoamento, fazendo analogia com escoamento de um líquido, calculada pelas equações de Ishida-Shirai: 3.6, 3.7 e 3.8.

$$V_p = \left(\frac{\rho_s g \sin\theta - k_\tau}{k_\mu} \right) h; \text{ para } \sin\theta > k_\tau / k_\mu \quad (3.6)$$

$$V_p = 0; \text{ para } \sin\theta \leq k_\tau / k_\mu \quad (3.7)$$

$$\tau_{yx} = k_\tau y - k_\mu y \left(\frac{dV_p}{dh} \right) \quad (3.8)$$

Onde:

V_p : velocidade de escoamento da partícula no leito fluidizado;

k_τ e k_μ : constantes características das partículas no escoamento;

$k_\tau y$: tensão de cisalhamento máximo no fundo do leito fluidizado;

$k_\mu y$: viscosidade aparente do escoamento do leito de partículas;

$\frac{dV_p}{dh}$: gradiente da velocidade da partícula no eixo y.

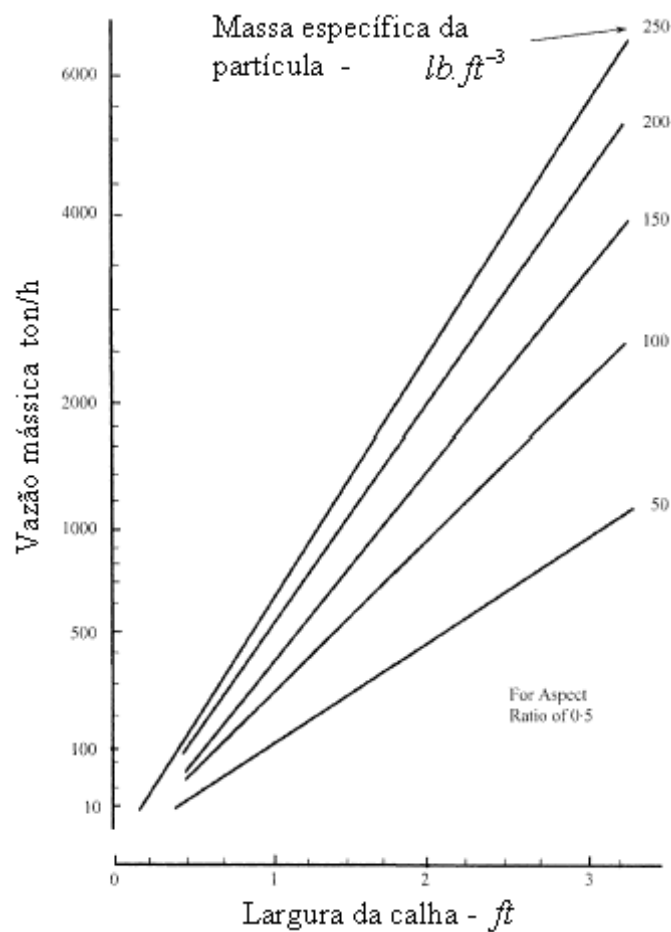


Figura 3.21 - Estimativa rápida da vazão mássica de calha fluidizada – fonte: MILLS (2004).

GUPTA *et al.* (2010) prolongaram a calha projetada para investigação experimental em GUPTA *et al.* (2006) de 3,7m para 5,5m. A ideia era ajustar a equação proposta por WOODCOCK e MASON (1987) apud KLINZING *et al.* (1997) para escoamento com inclinação descendente, com uma inclinação θ qualquer através da equação 3.9, considerando que o comportamento do escoamento do leito fluidizado se mantenha igual para as outras inclinações da calha.

$$\dot{m} = \frac{b^2 \rho_b}{k_{\theta=0}} (1 - a \sin \theta) \quad (3.9)$$

Onde: $K_{\theta=0}$ da equação 3.9 foi obtido experimentalmente a partir da vazão mássica máxima ($1,56 \text{ kg.s}^{-1}$) para escoamento horizontal da calha fluidizada, e (a) é uma constante ajustada com os dados experimentais. Os autores ajustaram a equação para dois valores de a ($=2,06$) com erro na faixa de $\pm 2,43\%$ a $\pm 14,5\%$ e para inclinação ascendente com a ($=4,76$) erro de $\pm 4,9\%$ em relação aos dados experimentais.

As equações propostas pelos pesquisadores acima dependem de dados experimentais para estimativa de vazão de outros transportadores fluidizados a serem construídos.

3.9.1 TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO

3.9.1.1 - Escoamento de uma Pilha de Pó - Modelo Simplificado

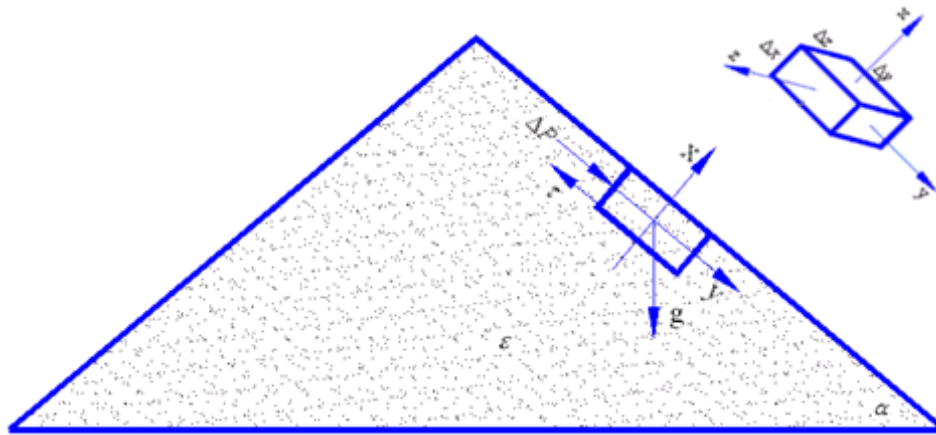


Figura 3.22 – Balanço de forças atuando em um bloco elementar de alumina fluído para o repouso.

Assumindo que o bloco de alumina é feito de material com porosidade constante ε , e está inclinado no momento da análise de um ângulo α em relação ao plano horizontal, esse bloco elementar tem uma largura constante Δz .

Assume-se também um escoamento isotérmico na direção (y), um balanço simples de força requer que:

Componente da força gravitacional = Força de arrasto + Força de fricção interpartículas (material particulado) (3.10)

$$\rho_s(1-\varepsilon)g\sin\alpha(\Delta x\Delta y\Delta z) = \Delta P(\Delta x\Delta z) + \tau_{xy}(\Delta y\Delta z) \quad (3.11)$$

Assumindo que as partículas do bloco estão prontas para escorregarem umas sobre as outras, o atrito interno entre as partículas é obtido através da equação 3.12 – fonte: DIETMAN (2007).

$$\tau_{xy} = c + \tan \phi_i \quad (3.12)$$

Assumindo que a coesão c entre as partículas do bloco de alumina é pequena, τ_{xy} é a tensão de cisalhamento no plano paralelo ao plano (y-z), ϕ_i é o ângulo de fricção interno entre as partículas, e σ_x a tensão normal ao bloco elementar na direção (x), equação 3.13.

$$\sigma_x = \frac{\rho_s (1 - \varepsilon) g \cos \alpha (\Delta x \Delta y \Delta z)}{\Delta y \Delta z} \quad (3.13)$$

Rearranjando as equações 3.11 e 3.13, a perda de carga ΔP do escoamento na direção (y) é obtida pela equação 3.14.

$$\frac{\Delta P}{\Delta y} = \rho_s (1 - \varepsilon) g (\sin \alpha - \tan \phi_i \cos \alpha) \quad (3.14)$$

A pilha de partículas de alumina alcança o equilíbrio entre a força gravitacional e as forças interpartículas no ângulo de repouso β , então neste momento o ângulo alfa da pilha torna-se beta ($\alpha \rightarrow \beta$).

O coeficiente de atrito interno entre as partículas da pilha μ é a tangente do ângulo de fricção interno entre as partículas ϕ_i , dado pela equação 3.15.

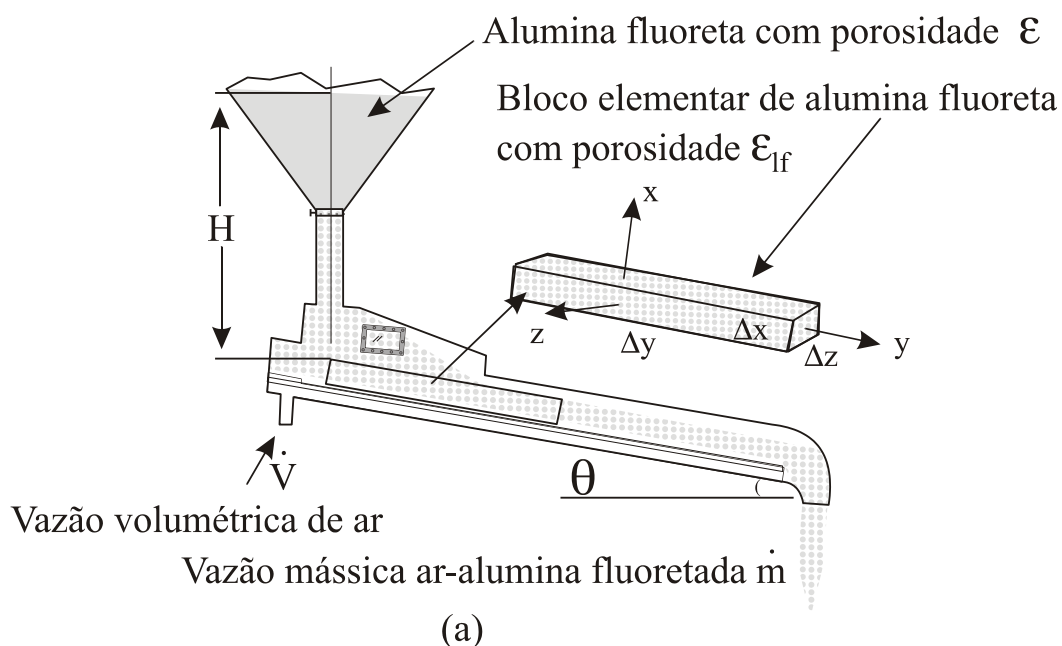
$$\mu = \tan \phi_i \quad (3.15)$$

3.9.1.2 - Modelo de Engenharia para fins de Projeto de Transportador Pneumático Fluidizado

O modelo proposto para o escoamento gás-sólido é baseado na figura 3.23 e ajustado pelas seguintes considerações:

1. A altura e a largura do leito fluidizado móvel nas direções (x) e (z) são constantes;
2. O escoamento do ar de fluidização e o do leito fluidizado móvel são ambos estáveis;
3. O escoamento do leito fluidizado móvel é na direção (y);
4. A direção do ar de fluidização terá componentes nas direções (x) e (y) tanto na entrada como na saída do leito fluidizado móvel;
5. A pressão do ar de fluidização é constante em todas as inclinações do transportador fluidizado;

6. O escoamento gás-sólido é considerado isotérmico;
7. A força eletrostática e a força de Van de Waals serão consideradas desprezíveis no modelo proposto;
8. A porosidade do leito fluidizado móvel varia com a velocidade superficial de fluidização, mas será considerada isotrópica;
9. A tensão de cisalhamento nas paredes laterais do transportador pneumático fluidizado será considerada desprezível devido a lubrificação pelo ar de fluidização;
10. O coeficiente de atrito entre as partículas e a manta de fluidização será minimizado pelo ar de fluidização e seguirá o modelo de KOZIN e BASKAKOV (1996) para o ângulo de repouso fluidizado, mas ajustado em experimento por um fator k ;
11. Não haverá taxa de acúmulo de massa no interior do transportador pneumático fluidizado conforme a equação 3.16;
12. Não haverá taxa de acúmulo de momento linear no interior do transportador pneumático fluidizado conforme a equação 3.19;
13. A força de arrasto das partículas do leito fluidizado móvel seguirá a equação de ERGUN (1952);
14. O bloco elementar de alumina fluoretada será considerado contínuo;
15. O modelo não considerará a contribuição da coluna H de material particulado na moega de alimentação do transportador pneumático fluidizado.



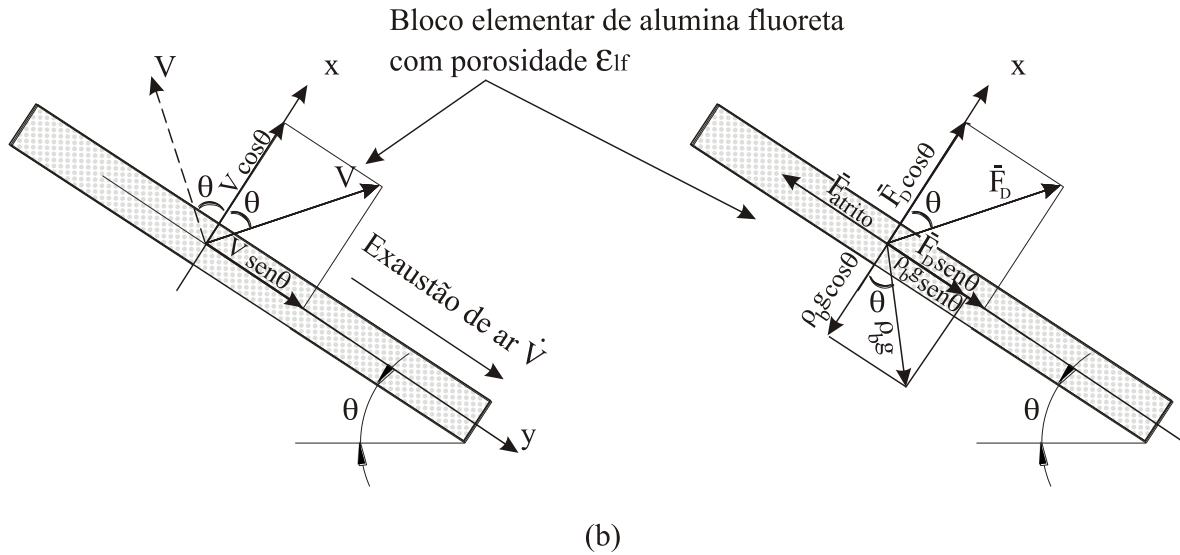


Figura 3.23 - a) Bloco elementar de material sólido poroso (alumina fluoretada) em transportador pneumático fluidizado inclinado de um ângulo θ ; b) à esquerda, bloco elementar de alumina fluoretada sendo fluidizado pelas componentes da velocidade superficial do ar V , à direita, balanço de forças por unidade de volume atuando no bloco elementar de alumina fluoretada.

3.9.1.2.1 - Equação da Continuidade

Foi assumido nas considerações acima que não haverá taxa de acúmulo de massa dentro do transportador pneumático fluidizado conforme a equação 3.16.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Taxa de} \\ \text{acúmulo de massa} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Taxa} \\ \text{de massa entrando} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Taxa} \\ \text{de massa saindo} \end{array} \right) = 0 \quad (3.16)$$

Pela equação 3.16 verifica-se que a vazão mássica de ar e de sólidos entrando no transportador pneumático fluidizado deve ser a mesma na saída do transportador pneumático fluidizado durante o regime de escoamento estável totalmente desenvolvido. Portanto, para as duas fases do escoamento tem-se:

Fase gás:

$$\frac{\partial}{\partial x} \varepsilon_{lf} \rho_g V_x + \frac{\partial}{\partial y} \varepsilon_{lf} \rho_g V_y = 0 \quad (3.17)$$

Onde: V_x e V_y são as componentes da velocidade superficial do ar de fluidização nas direções (x) e (y), ρ_g é a massa específica do ar, ε_{lf} é a porosidade do leito fluidizado móvel.

Fase sólida:

$$\frac{\partial}{\partial y}(1 - \varepsilon_{lf})\rho_s V_s = 0 \quad (3.18)$$

Onde: V_s é a velocidade das partículas do leito fluidizado móvel na direção (y) como suposto nas considerações do modelo proposto, ρ_s é a massa específica real da partícula sólida.

3.9.1.2.2 - Equação do Momento Linear

Considerando o bloco elementar de alumina fluoretada da figura 3.23 com porosidade ε_{lf} fluindo com massa específica do ar ρ_g e massa específica aparente não vibrada ρ_b da mistura ar-sólido e velocidades superficiais do ar de fluidização V_x e V_y nas direções (x) e (y) e as partículas fluindo na direção (y) sem escorregamento com o ar nesta direção com velocidade V_s .

Como foi suposto, não haverá acúmulo da taxa de momento linear dentro do transportador pneumático fluidizado de acordo com equação 3.19.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Taxa de momento} \\ \text{linear entrando} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Taxa de momento} \\ \text{linear saindo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Soma das forças} \\ \text{atuando no sistema} \end{array} \right) = 0 \quad (3.19)$$

A equação 3.19 é uma equação de balanço de forças; os termos usados nesta equação são os seguintes:

Taxa de momento linear através da superfície em (x) no começo do bloco elementar;

(Transporte de momento linear devido à viscosidade aparente do pó) $\tau_{xy}(\Delta y \Delta z)|_x$;

Taxa de momento linear através da superfície em (x + Δx) no fim do bloco elementar;

(Transporte de momento linear devido à viscosidade aparente do pó) $\tau_{xy}(\Delta y \Delta z)|_{(x + \Delta x)}$;

Taxa de momento linear através da superfície em (y=0);

(Momento linear devido ao escoamento ar-sólido) $(\Delta x \Delta z V_y)(\rho_b V_y)|_y$;

Taxa de momento linear através da superfície em (y + Δy);

(Momento linear devido ao escoamento ar-sólido) $(\Delta x \Delta z V_y)(\rho_b V_y)|_{(y + \Delta y)}$;

Força devido à pressão no bloco elementar em (x) na direção (x) $P(\Delta y \Delta z)|_x$;

Força devido à pressão no bloco elementar em $(x + \Delta x)$ na direção (x) $P(\Delta y \Delta z)|_{(x + \Delta x)}$;

Força devido à pressão no bloco elementar em $(y=0)$ na direção (y) $P(\Delta x \Delta z)|_y$;

Força devido à pressão no bloco elementar em $(y + \Delta y)$ na direção (y) $P(\Delta x \Delta z)|_{(y + \Delta y)}$;

Força gravitacional agindo na mistura ar-sólido na direção (x) $(\Delta x \Delta y \Delta z) \rho_b g \cos \theta$;

Força gravitacional agindo na mistura ar-sólido na direção (y) $(\Delta x \Delta y \Delta z) \rho_b g \sin \theta$;

Força de arrasto agindo na mistura ar-sólido na direção (x) F_{Dx} ;

Força de arrasto agindo na mistura ar-sólido na direção (y) F_{Dy} ;

Força de atrito devido à ação da gravidade e ao fluido durante o escoamento do bloco elementar na direção (y) F_{atrito} ;

Substituindo-se os termos relacionados à direção (x) na equação 3.19 do balanço de momento linear resultará:

$$P(\Delta y \Delta z)|_x - P(\Delta y \Delta z)|_{(x + \Delta x)} - F_{Dx} + (\Delta x \Delta y \Delta z) \rho_b g \cos \theta = 0 \quad (3.20)$$

Dividindo-se a equação 3.20 pelo volume elementar $\Delta x \Delta y \Delta z$ e, se Δx for infinitamente pequeno $\Delta x \rightarrow 0$, obtém-se:

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \rho_b g \cos \theta - \bar{F}_{Dx} \quad (3.21)$$

Onde $\bar{F}_{Dx}$ é a força de arrasto por unidade de volume do bloco elementar na direção (x).

Substituindo-se os termos relacionados à direção (y) na equação 3.19 do balanço de momento linear resultará:

$$\begin{aligned} & \tau_{xy}(\Delta y \Delta z)|_x - \tau_{xy}(\Delta y \Delta z)|_{(x + \Delta x)} + (\Delta x \Delta z V_y)(\rho_b V_y)|_y - \\ & (\Delta x \Delta z V_y)(\rho_b V_y)|_{(y + \Delta y)} + P(\Delta x \Delta z)|_y - P(\Delta x \Delta z)|_{(y + \Delta y)} + (\Delta x \Delta y \Delta z) \rho_b g \sin \theta + F_{Dy} - \\ & F_{atrito} = 0 \end{aligned} \quad (3.22)$$

Dividindo-se a equação 3.22 pelo volume elementar do bloco $\Delta x \Delta y \Delta z$ e, se Δx e Δy forem infinitamente pequenos $\Delta x \rightarrow 0$ e $\Delta y \rightarrow 0$ obtém-se:

$$-\frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} - \rho_b V_y \frac{\partial V_y}{\partial y} - \frac{\partial P}{\partial y} + \bar{F}_{Dy} - \bar{F}_{atrito} + \rho_b g \sin \theta = 0 \quad (3.23)$$

Uma das considerações do modelo proposto é que a velocidade da partícula sólida não varia na direção (y), portanto, o segundo termo da equação 3.23 é zero.

Rearranjando-se a equação 3.23, obtém-se a equação 3.24:

$$\frac{\partial P}{\partial y} = \bar{F}_{Dy} - \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} - \bar{F}_{atrito} + \rho_b g \sin \theta \quad (3.24)$$

Onde $\bar{F}_{Dy}$, é a força de arrasto por unidade de volume do bloco elementar na direção (y), é calculada baseando-se na consideração 13 do modelo proposto como segue:

Calcula-se $\bar{F}_{Dy}$ pela equação de ERGUN (1952) 3.25.

$$\bar{F}_{Dy} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{lf})^2}{\varepsilon_{lf}^3} \frac{\mu_g V_y}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{lf})}{\varepsilon_{lf}^3} \frac{\rho_g V_y^2}{\varepsilon_{lf}^3 (\phi_s d_p)}, \varepsilon_{lf} < 0,79 \quad (3.25)$$

A força de atrito $\bar{F}_{atrito}$ devido à força gravitacional e força de arrasto sobre o leito fluidizado móvel na direção (x) é calculada pela equação 3.26.

$$\bar{F}_{atrito} = \mu_a \frac{\partial P}{\partial x} \quad (3.26)$$

Substituindo-se as equações 3.21 na equação 3.26 obtém-se a equação 3.27.

$$\bar{F}_{atrito} = \mu_a (\rho_b g \cos \theta - \bar{F}_{Dx}) \quad (3.27)$$

$$\bar{F}_{Dx} = AV_x + BV_x^2 \quad (3.28)$$

$$\mu_a = \tan \left[\left(1 - 0,01 \frac{V}{V_{mff}} \right)^2 \phi_i \right] \quad (3.29)$$

$$\bar{F}_{Dy} = AV_y + BV_y^2 \quad (3.30)$$

$$A = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{lf})^2}{\varepsilon_{lf}^3} \frac{\mu_g}{(\phi_s d_p)^2} \quad (3.31)$$

$$B = 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon_{lf}^3} \frac{\rho_g}{\phi_s d_p} \quad (3.32)$$

$$V_x = V \cos \theta \quad (3.33)$$

$$V_y = V \sin \theta \quad (3.34)$$

$$\bar{F}_{Dx} = AV \cos \theta + BV^2 \cos^2 \theta \quad (3.35)$$

$$\bar{F}_{Dy} = AV \sin \theta + BV^2 \sin^2 \theta \quad (3.36)$$

A e B são os fatores viscoso e inercial da equação de ERGUN (1952) calculados pelas equações 3.31 e 3.32, μ_a é o coeficiente de atrito entre as partículas e a manta fluidizada do transportador pneumático fluidizado no estado fluidizado. Se reanalísarmos a equação 3.11 é possível comparar o pó fluidizado (leito de partículas fluidizado) fluindo como um líquido, o qual é cisalhado pelo gradiente da velocidade da partícula e a viscosidade aparente do pó durante o seu escoamento no transportador pneumático fluidizado, e o atrito devido a força inercial do bloco elementar. Portanto, rearranjando a equação 3.11, obtém-se a tensão máxima de cisalhamento no fundo do bloco elementar de altura (h) e comprimento (Δy) pela equação 3.37.

$$-\tau_{0xy} = -\rho_b g \sin \theta h + \mu_a \rho_b g \cos \theta \frac{h^2}{L} \quad (3.37)$$

No plano paralelo ao fundo do bloco elementar cresce a tensão de cisalhamento com função da profundidade do bloco elementar na direção (x) calculado pela equação 3.38.

$$\tau_{xy} = -\rho_b g \cos \theta \left[\left(2\mu_a \frac{h}{L} - \tan \theta \right) (h - x) - \mu_a \frac{(h - x)^2}{L} \right] - \tau_{0xy} \quad (3.38)$$

A equação 3.38 descreve a distribuição da tensão de cisalhamento no bloco elementar e está de acordo com as considerações do modelo proposto. Em outras palavras, no topo do bloco elementar (x igual zero), a tensão de cisalhamento no bloco elementar é mínima e máxima no fundo do referido bloco (x igual h).

Derivando-se a equação 3.38, encontra-se o gradiente da tensão de cisalhamento pela equação 3.39.

$$-\frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} = -\rho_b g \left[2 \frac{\mu_a}{L} x \cos \theta - \text{sen} \theta \right] \quad (3.39)$$

Rearranjando-se algebricamente as equações 3.26 a 3.36 e introduzindo-se o resultado na equação 3.24, obtêm-se:

$$\frac{\partial P}{\partial y} = AVK_1 + BV^2 K_2 + \rho_b g K_3 \quad (3.40)$$

$$K_1 = \text{sen} \theta + \mu_a \cos \theta \quad (3.41)$$

$$K_2 = \text{sen}^2 \theta (1 - \mu_a) + \mu_a \quad (3.42)$$

$$K_3 = 2 \text{sen} \theta - \mu_a \cos \theta \left(2 \frac{x}{L} + 1 \right) \quad (3.43)$$

A equação 3.40 representa o peso por unidade de volume do bloco elementar de pó (o pó em estudo é a alumina fluoretada) como mostrado na figura 3.23. O bloco elementar de alumina fluoretada escoar na direção (y) com porosidade menor que 0,8 no transportador pneumático fluidizado inclinado de um ângulo θ em relação ao plano horizontal, com (x igual h – altura do leito fluidizado) e comprimento linear L.

Rearranjando-se a equação 3.40 como o peso do bloco elementar pelo seu volume obtém-se a equação 3.44.

$$\frac{\Delta mg}{\Delta V_{total}} = AVK_1 + BV^2 K_2 + \rho_b g K_3 \quad (3.44)$$

Dividindo-se o numerador e o denominador do lado esquerdo da equação 3.44 pelo tempo (t) e a integrando-se, obtém-se a vazão mássica ar-sólido do transportador pneumático fluidizado pela equação 3.45.

$$\dot{m} = \frac{AVK_1 + BV^2K_2 + \rho_b g K_3 \dot{V}}{g} \quad (3.45)$$

Onde Δm e ΔV_{total} são respectivamente a massa e o volume total do bloco elementar de alumina fluoretada, $\dot{m}$ é vazão mássica predita do transportador pneumático fluidizado, V é a velocidade superficial de fluidização, $\dot{V}$ é a vazão volumétrica do ar de fluidização.

$$V = \frac{\dot{V}}{\Delta z \Delta y} \quad (3.46)$$

$$V_s = \frac{\dot{m}}{\rho_b A_{st}} \quad (3.47)$$

Onde $\Delta z = b$, $\Delta y = L$ e A_{st} são respectivamente: largura, comprimento e área de secção transversal do transportador pneumático fluidizado.

De acordo com JONES (1965), o escoamento de material particulado sólido, de pequeno silo (moega) ou orifício no fundo de leito fluidizado, comporta-se como o escoamento de um líquido, e vazão mássica de sólidos $\dot{m}$ do escoamento é calculado pela equação do balanço de energia de Bernoulli, como segue na equação 3.48 ajustada pela redução de 50% do escoamento equivalente do líquido na mesma condição.

$$\dot{m} = 0,5 \rho_b A_o \sqrt{2gH} \quad (3.48)$$

Onde ρ_b é a massa específica aparente fluidizada do material sólido, A_o é a área de descarga da moega ε é porosidade do material particulado, g é a aceleração da gravidade. H é altura ou coluna de material particulado na moega - figura 3.23.

CAPÍTULO 4

ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL SOBRE FLUIDIZAÇÃO DA ALUMINA FLUORETADA E PÓ DE CROSTA USADOS NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE ALUMÍNIO PRIMÁRIO

4.1 - INTRODUÇÃO

Como definido no capítulo 2, fluidização é uma operação unitária que ocorre quando um fluido (líquido ou gás) passa através de um leito de partículas, e essas partículas adquirem a velocidade mínima de fluidização V_{mf} necessária para mantê-las em suspensão, porém, sem arrastá-las na corrente ascendente do fluido. A partir desse momento o leito de partículas se comporta como um líquido em estado de ebulição, daí o termo “fluidização”. Essa operação é amplamente usada nos processos de obtenção de alumínio primário para lavagem a seco de gases (transferência de massa e calor) e nas plantas mais modernas no abastecimento contínuo de alumina aos fornos eletrolíticos, descarga de pó de crosta de filtro de mangas (transferência de quantidade de movimento entre as partículas do leito fluidizado).

O entendimento da reologia da alumina e da crosta, sejam aerados ou não, é de capital importância no projeto de leitos fluidizados para tratamento de gases e transportadores fluidizados para descarga de pó de filtro de mangas e para abastecer as cubas eletrolíticas.

Esse trabalho demonstra os resultados experimentais e teóricos das velocidades mínima e completa de fluidização do pó de crosta oriundo da descarga de filtros de mangas usados na planta de britagem de banho eletrolítico, e da alumina fluoretada, matérias-primas usadas nos projetos de transportadores fluidizados metálicos e não metálicos de formato circular com uma ou de múltiplas saídas para descarga de filtros de mangas e para abastecimento das cubas eletrolíticas da Albras Alumínio Brasileiro SA.

Este capítulo foca a aplicação da tecnologia do pó relacionada com o processo de fabricação de alumínio primário.

É de fundamental importância a determinação precisa da velocidade mínima de fluidização, além do ângulo de repouso aerado ou não aerado dos materiais particulados usados nos processos industriais. Existem vários modelos e métodos numéricos para a modelagem de leitos fluidizados, usando as correlações discutidas no capítulo dois para o cálculo da perda de carga no leito ΔP_{leito} , porosidade ε e esfericidade do leito de

partículas em estudo ϕ_s . Para o cálculo da velocidade mínima de fluidização V_{mf} as correlações estão mostradas na tabela 4.1

Os transportadores assistidos pela ação da gravidade “airslide”, por terem sua aplicação industrial baseada no empirismo, ainda são carentes de modelagem matemática. As modelagens existentes são específicas quanto à aplicação e ao material particulado usado no transporte, dificultando a generalização do modelo proposto.

Nesta tese propomos no capítulo três uma equação para projeto de calha ou tubo fluidizado aplicados para escoamento de alumina e pó de crosta, materiais usados na fabricação de alumínio primário.

4.2 – CÁLCULO TEÓRICO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

A tabela 4.1 mostra as correlações usadas para o cálculo da velocidade mínima de fluidização V_{mf} , analisadas e discutidas no capítulo dois desta tese.

Tabela 4.1 – Equações semi-empíricas para predição de V_{mf} .

Autor	Equação	Número
ABRAHAMSEN e GELDART (1980)	$V_{mf} = 9 \times 10^{-4} d_p^{1.8} [(\rho_s - \rho_g)g]^{0.934} \rho_g^{-0.066} \mu_g^{-0.87}$	(2.33)
COLTTERS e RIVAS (2004) – ajustada	$V_{mf} = 3.7774 \times 10^{-5} \left(\frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{1.23} \right)^{0.603559}$	(2.40)
ERGUN (1952)	$V_{mf} = \frac{-A + \sqrt{A^2 + 4BC}}{2B}$	(2.34)
LEVA (1959)	$V_{mf} = 9.23 \times 10^{-3} d_p^{1.32} \left(\frac{\rho_g}{\mu_g} \right)^{0.88} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0.94}$	(2.32)
MILLER e LOGWINUK (1951)	$V_{mf} = 1.25 \times 10^{-3} \left(\frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g)^{0.9} \rho_g^{1.1} g}{\mu_g} \right)$	(2.44)
WEN e YU (1996)	$V_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left(\sqrt{33.7^2 + 0.0408 A_r} - 33.7 \right)$	(2.31)

Mais adiante na classificação da crosta e da alumina fluoretada, observa-se na figura 4.4, que o pó de crosta está no limiar entre o grupo C e o grupo A, e a alumina fluoretada ultrafina pertence ao Grupo C da classificação de GELDART (1973). Os materiais pertencentes ao grupo C são de difícil fluidização, portanto, as equações da tabela 4.1 não são válidas para a predição de suas velocidades mínimas de fluidização.

O valor experimental de V_{mf} e da velocidade mínima de fluidização plena V_{mff} são obtidos usando-se um permeâmetro como mostrado na figura 4.1, medindo-se a vazão do ar de fluidização com rotâmetros (velocidade superficial do ar), e a perda de carga através do leito de partículas é obtida usando-se um transmissor ou medidor de pressão diferencial.

4.3 – DETALHES EXPERIMENTAIS

O diagrama esquemático do arranjo experimental é mostrado na figura 4.2. O permeâmetro feito em fibra de vidro com uma lateral em chapa de acrílico permite a visualização da fluidização das partículas. Foram construídos dois permeâmetros de formato retangular e outro de formato cilíndrico, como mostrado na figura 4.1. A vazão volumétrica do ar de fluidização é medida por rotâmetros com precisão de $\pm 3\%$ do fundo de escala e a perda de carga através do leito de partículas com filtros de ar nas tomadas de pressão é medida com transmissores digitais de pressão com precisão de $\pm 1\%$ do fundo de escala. Os experimentos foram realizados com ar à temperatura ambiente de 30°C ($\rho_g = 1,189\text{kg.m}^{-3}$ e $\mu_g = 18,602 \times 10^{-6}\text{Pa.s}$) e sob pressão atmosférica. O ar usado como meio de fluidização foi filtrado e desumidificado (ponto de orvalho a 25°C). A pressão foi regulada em dois bars na entrada dos rotâmetros.



Figura 4.1 – Permeâmetros usados no laboratório de fluidização da Albras para estudo da velocidade mínima de fluidização.

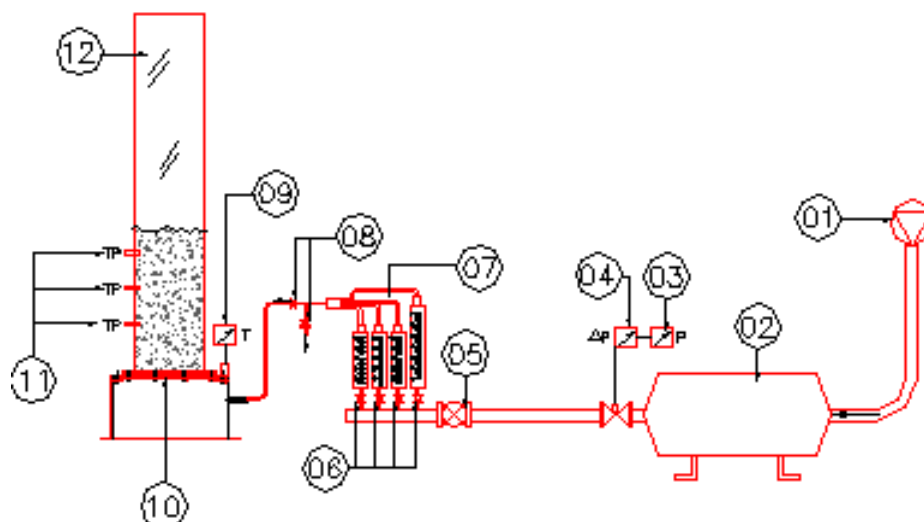


Figura 4.2 – Arranjo experimental: 1) tomada de ar comprimido; 2) reservatório de ar comprimido; 3) manômetro; 4) regulador de pressão do ar (0-3) bar; 5) válvula de esfera; 6) reguladores de vazão volumétrica do ar de fluidização; 7) rotômetros (0-10; 0-25; 0-100 e 0-700) LPM; 8) válvulas de esfera; 9) termômetro; 10) membrana porosa de poliéster; 11) transmissores digitais de pressão diferencial (0-125; 0-1250 e 0-5000) Pa; 12) permeâmetro.

4.3.1 – PROCEDIMENTOS – ALUMINA FLUORETADA

A alumina é uma mistura de partículas de múltiplos diâmetros, portanto, antes de iniciar o processo de fluidização dessa matéria-prima foi necessário fazer análise granulométrica de várias amostras tomadas no processo para caracterizar as frações granulométricas, como mostrado na figura 4.3 e na tabela 4.2 para a alumina fluoretada.

Tabela 4.2 - Análise granulométrica da alumina fluoretada, (tamanho mínimo/máximo das partículas: (68,68/78,23 – desvio padrão 2,7) μm).

Faixa de diâmetro (μm)	$d_p^* i$ (μm)	Fração em peso x_i	$(x/d_p^*) i$
0 - 37	18,5	0,0465	0,0025135
37 - 44	40,5	0,0395	0,0009753
44 - 74	59	0,2743	0,0046492
74 - 147	110,5	0,6027	0,0054543
147 - 253	200	0,0365	0,0001825
		$\sum (x/d_p^*) i$	0,0137748
	$d_p (\mu m)$	$d_p = 1 / \sum (x/d_p^*) i$	72,6+-2,7

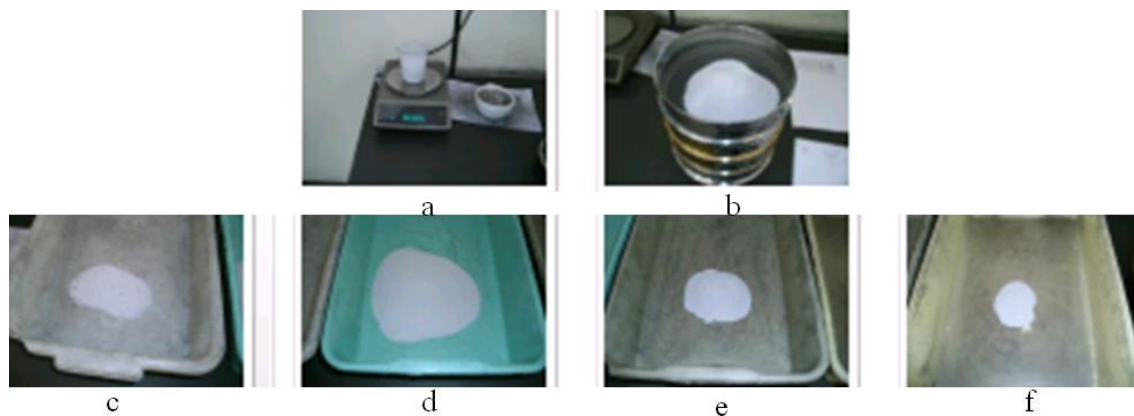


Figura 4.3 – Análise granulométrica da alumina fluoretada: a) balança eletrônica precisão 0,01g; b) peneiras com 150 g de alumina fluoretada; c) fração retida na peneira de 100 mesh; d) fração retida na peneira de 200 mesh; e) fração retida na peneira de 325 mesh; f) fração retida na peneira de 400 mesh.

Primeiramente, uma massa pré-determinada (15- 53) kg de alumina fluoretada foi introduzida no permeâmetro com secção quadrada de 0,355m de lado e (3-12) kg no permeâmetro cilíndrico de 0,2m de diâmetro, para garantir um leito de partículas com altura na faixa de (0,1-0,4)m.

Antes de começar a fluidização, o leito de partículas foi pré-condicionado para reduzir a influência das forças interpartículas no leito empacotado de partículas. Para atingir essa finalidade, a velocidade superficial do ar foi aumentada rapidamente acima da velocidade mínima de fluidização predita pela equação de ERGUN (1952), e então, a vazão volumétrica do ar (velocidade superficial do ar) foi decrementada em cerca de 30 segundos até zero LPM (litros por minuto).

Esse procedimento garante uma melhor homogeneização do leito de partículas. Depois dessa preparação, a vazão volumétrica de ar é aumentada em passos de dois LPM por cerca de um minuto por passo para estabilizar a pressão diferencial a ser medida. A velocidade superficial do ar é aumentada nesses passos até a pressão diferencial através do leito ficar constante ou com variação em torno de 5% do valor máximo medido. Então, a vazão volumétrica de ar é decrementada em passos de dois LPM até zero LPM, como mostrado na figura 4.4. Cada bateria de teste (incremento e decremento da vazão de ar) foi repetida por duas vezes. Para a alumina usada no processo, foram feitas várias baterias de teste nos três permeâmetros construídos, mostrando repetibilidade nos ensaios.

Do ponto A ao ponto B na figura 4.4, a perda de carga aumenta de forma linear com o aumento da velocidade superficial do ar (leito fixo). A transição de leito fixo a leito

fluidizado ocorre no ponto B, isto é, na velocidade mínima de fluidização V_{mf} (52,00 cm/min.) com incerteza de $\pm 6,92$ cm/min calculada no apêndice B, interseção com a pressão diferencial máxima através do leito fluidizado. Do ponto B até o ponto C, a pressão aumenta com o aumento da velocidade superficial do ar, neste ponto o leito está totalmente fluidizado com a velocidade mínima de fluidização plena V_{mff} (153 cm/min).

A perda de carga mantém-se estável a partir do ponto C (V_{mff}) com variação em torno de 5% da pressão máxima através do leito de partículas plenamente fluidizado.

O mesmo procedimento exposto acima foi adotado para a determinação experimental de V_{mf} e V_{mff} , para os demais diâmetros da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras e sumarizada nas tabelas 4.3 e 4.4.

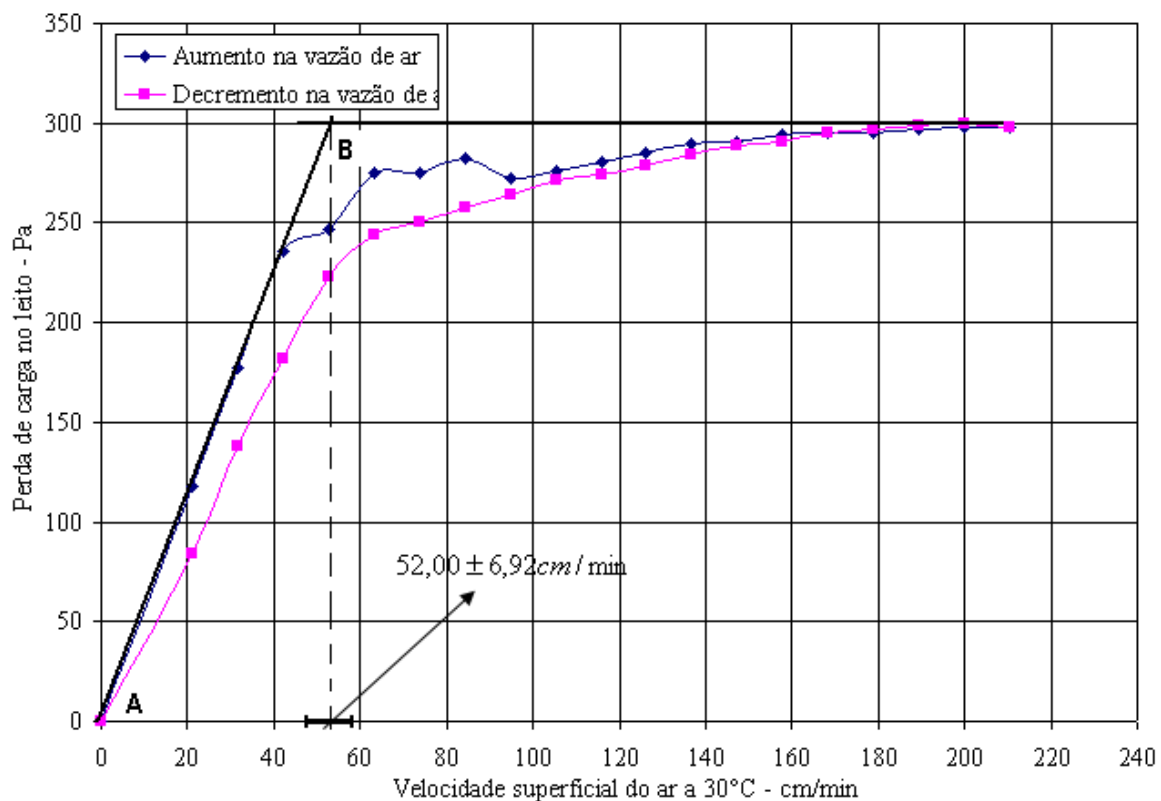


Figura 4.4 – Perda de carga experimental versus velocidade superficial do ar em leito de alumina fluoretada - $(72,6 \pm 2,7) \mu\text{m}/3387,3 \text{ kg.m}^{-3}$.

O diâmetro médio das partículas sumarizadas na tabela 4.3 foi obtido por peneiramento, como mostrado para a alumina fluoretada na figura 4.3 e tabela 4.2. A massa específica real é determinada em picnômetro a gás hélio – figura 4.5a, a massa

específica aparente também é determinada no laboratório da Albras, seguindo o procedimento detalhado no capítulo dois da tese – figura 4.5b. Com a massa específica real e aparente, calcula-se a porosidade do leito fixo de cada diâmetro. A esfericidade das partículas ilustradas na tabela 4.3 foi determinada através da figura 2.12 do referido capítulo – o diâmetro com a tarja corresponde a alumina usada no processo produtivo da empresa Albras.

A alumina fluoretada (diâmetro com tarja da tabela 4.3) pertence ao grupo B da classificação de GELDART (1973), como mostrado na figura 4.6 e na tabela 4.3.

A fração ultrafina dessa alumina pertence ao grupo C e a fração mais grossa não passante na peneira de 100 mesh pertence ao grupo B. As demais frações estão sumarizadas na tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Parâmetros físicos das partículas do leito de alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

Material	Alumina fluoretada	Diâmetro médio - μm	Massa específica real $kg.m^{-3}$	Massa específica aparente $kg.m^{-3}$	Porosidade do leito (-)	Esfericidade da partícula (-)	Grupo Geldart	$V_{mf}(cm/min)$ Experimental
		18,5	3304,9	900	0,72767	0,35	C	NFLUID
		40,5	3310,3	950	0,709996	0,37	A	14
		59	3336,1	960	0,71523	0,36	A	42
		72,6	3387,3	960	0,71658	0,365	B	52
		111,5	3381,9	990	0,707265	0,371	B	94
		200	3263	1310	0,59852	0,52	B	250



a



b

Figura 4.5 – Medição massa específica: a) real - picnômetro a gás hélio; b) aparente não vibrada - norma ASTM D1895 – 96.

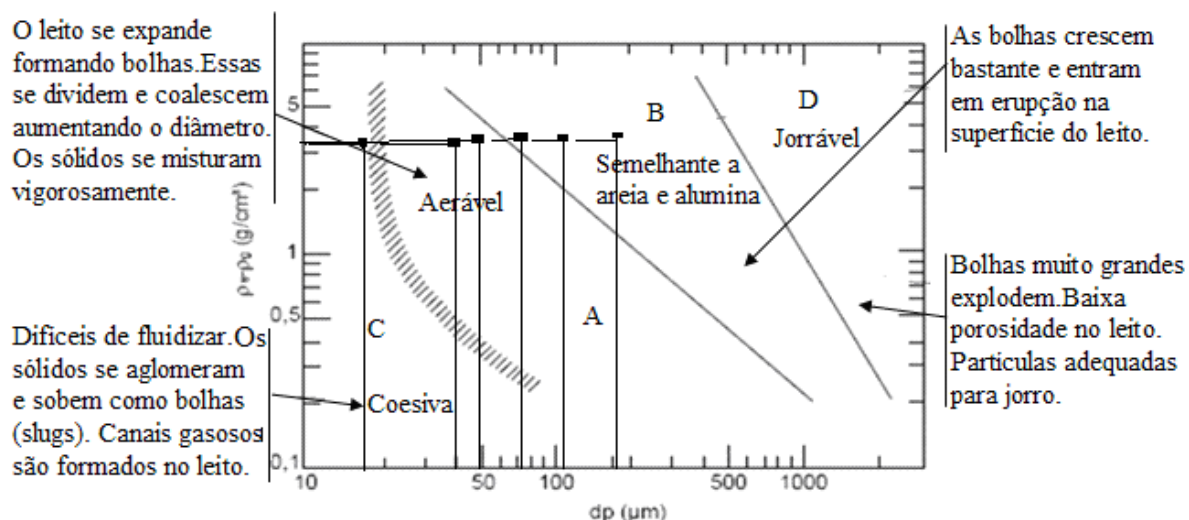


Figura 4.6 – Classificação da alumina fluoretada da Albras pelo critério de GELDART (1973).

4.3.2 – RESULTADOS E DISCUSSÕES – ALUMINA FLUORETADA

A velocidade mínima de fluidização da alumina fluoretada usada no processo da Albras foi predita pela equação 2.43 proposta nesta tese, com erro absoluto menor que 0,5% comparado ao valor experimental como mostrado na tabela 4.4 com comparação por correlações de outros pesquisadores.

A fluidização em separado das frações granulométricas da alumina fluoretada dá uma visão das faixas de velocidades mínima de fluidização dessas partículas. A tabela 4.3 mostra a velocidade mínima de fluidização dessas frações na faixa de (14 a 250) cm/min. A velocidade mínima de fluidização da partícula com diâmetro médio de $200\ \mu\text{m}$ é maior que velocidade terminal (198 cm/min) das partículas com diâmetro médio de $18,5\ \mu\text{m}$ - essas informações são importantes no projeto e posterior operação do transportador pneumático fluidizado.

Para os diâmetros menores que $37\ \mu\text{m}$ (-400 mesh) foi usado um permeâmetro pequeno de formato retangular mostrado na figura 4.7, porque depois de 150 análises granulométricas da alumina fluoretada colhida no processo da Albras, foi obtido um quilograma dessa fração para estudo no laboratório de fluidização como mostrado na figura 4.3f.

Observa-se através da figura 4.7 que não é possível a determinação experimental da velocidade mínima de fluidização neste teste devido à formação de canais no leito de partículas durante a sua fluidização.

Os dados experimentais obtidos para a velocidade mínima de fluidização foram comparados com a equação 2.43, ERGUN (1952) e outros pesquisadores listados na tabela 4.1. A comparação dos valores preditos com os experimentais de V_{mf} para a região de fluidização incipiente do leito de partículas é mostrada na tabela 4.4, com erro absoluto (%) calculado em relação ao valor experimental de cada diâmetro de partícula do leito fluidizado. As figuras 4.8 e 4.9 mostram a análise gráfica dos experimentos.

Tabela 4.4 – Comparação dos valores preditos e experimentais da velocidade mínima de fluidização da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

Material		$V_{ar}(cm/min)$								Erro absoluto (%) baseado no valor exp.							
Alumina fluoretada		(a)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)	(h)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)	(h)	
dp (μm)																	
	40,5	14	25,36	18,74	16,93	14,12	24,9	10,4	11,13		81,14	33,86	20,92	0,86	77,86	27,86	19,78
	59	42	39,70	39,44	33,84	28,00	39,6	22,23	23,79		5,48	6,1	19,43	33,33	5,71	47,1	43,36
	72,6	52	52,16	63,19	50,18	41,36	52	34,26	36,61		0,31	21,52	3,5	20,46	0,00	34,11	29,60
	111,5	94	90,85	142,53	109,16	89,20	87	80,39	86,02		3,35	51,62	16,12	5,10	7,45	14,48	8,49
	200	250	266,09	380,39	305,60	246,95	167,8	247,97	267,99		6,43	52,15	22,24	1,22	32,88	0,81	7,20

(a) EXPERIMENTAL;

(b) TESE;

(c) ERGUN (1952);

(d) LEVA (1959);

(e) ABRAHAMSEN e GELDART (1980);

(f) COLTTERS e RIVAS (2004);

(g) WEN e YU (1996);

(h) MILLER e LOGWINUK (1951).

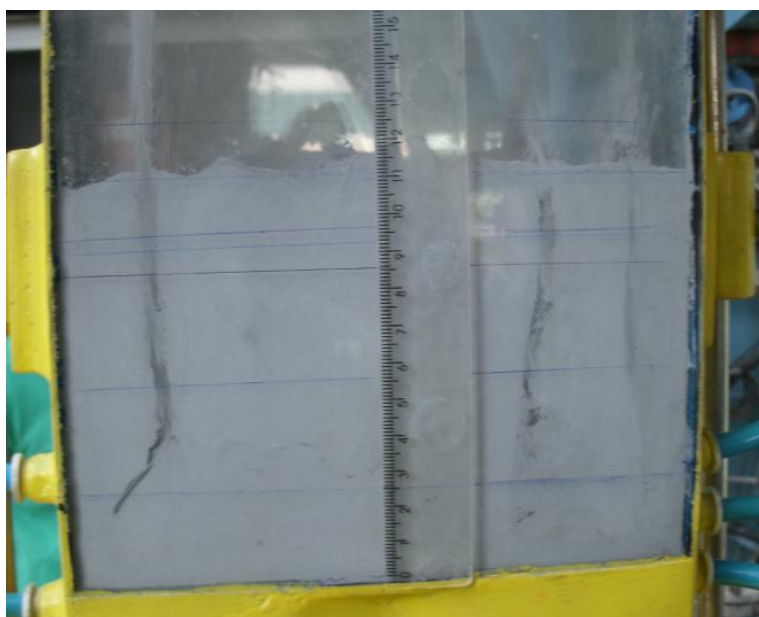


Figura 4.7 – Permeâmetro retangular de 50x200mm usado no teste de fluidização da alumina fluoretada sub $37 \mu m$ (GELDART (1973) grupo C).

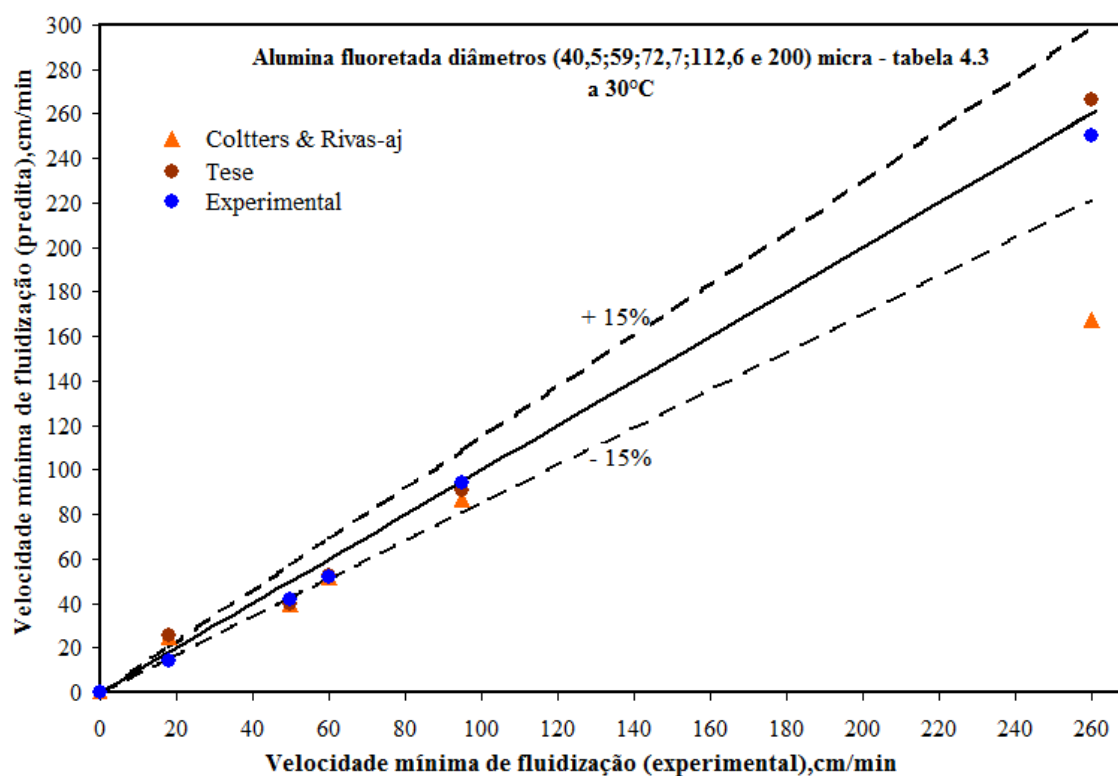


Figura 4.8 – Comparação gráfica dos valores experimentais de V_{mf} preditos pela tese e por COLTTERS e RIVAS (2004).

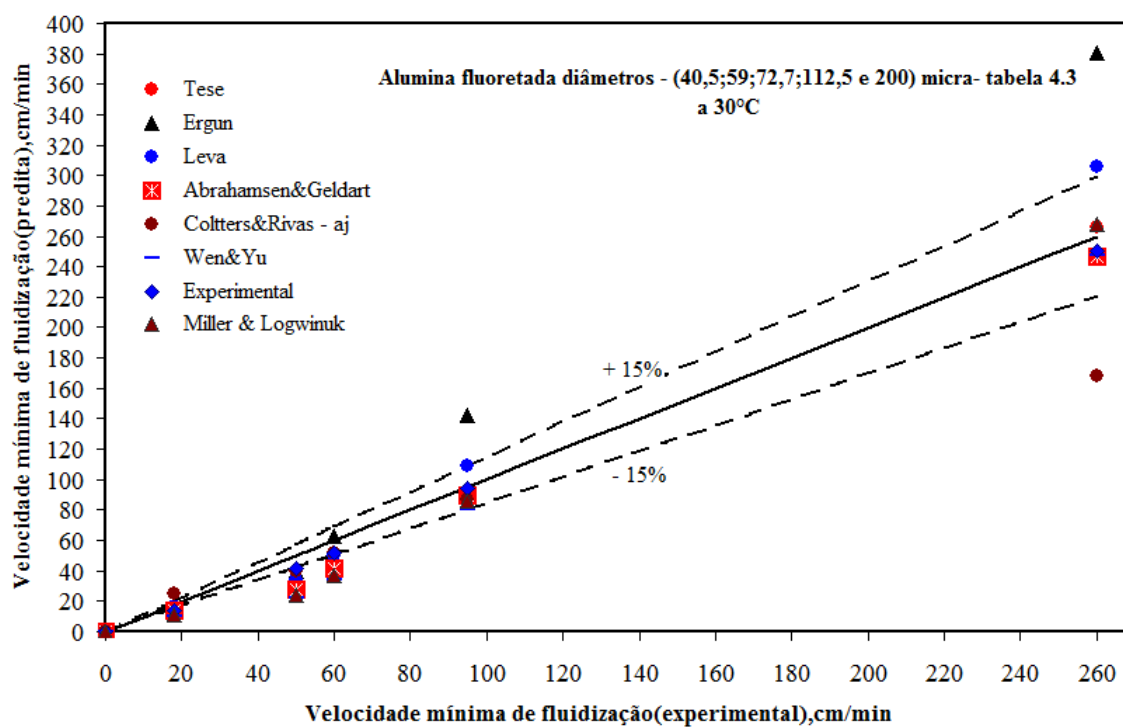


Figura 4.9 – Comparação dos valores obtidos experimentalmente de V_{mf} com os preditos pelos pesquisadores listados na tabela 4.1.

4.4 – PROCEDIMENTOS – PÓ DE CROSTA

Semelhante a alumina fluoretada, o pó de crosta é constituído por uma mistura de partículas de múltiplos diâmetros, portanto, antes de iniciar o processo de fluidização dessa matéria-prima foi necessário fazer análise granulométrica da amostra tomada no processo para caracterizar as frações granulométricas, como mostrado na tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Análise granulométrica do pó de crosta – fonte: Albras.

Faixa de diâmetro (μm)	d_p^{-i} (μm)	Percentual em peso x_i	$(x / d_p^{-i})i$
0 - 37	18,5	0,0994	0,00537
37 - 44	40,5	0,8589	0,02121
44 - 74	59	0,0239	0,00041
74 - 147	110,5	0,0179	0,00016
		$\sum (x / d_p^{-i})i$	0,02715
	$d_p (\mu m)$	$d_p = 1 / \sum (x / d_p^{-i})i$	36,8359

O mesmo procedimento de preparação adotado para a fluidização da alumina fluoretada foi aplicado na fluidização do pó de crosta.

Do ponto A ao ponto B na figura 4.10, a perda de carga aumenta de forma linear com o aumento da velocidade superficial do ar (leito fixo).

Após o ponto B, ocorre a primeira abertura de canal vertical no leito. A pressão cai, sobe e cai bruscamente com a primeira expansão do leito no ponto C (critério indicativo de fluidização incipiente), o leito começa a fluidização incipiente, isto ocorre na velocidade mínima de fluidização no ponto C V_{mf} (21,6 cm/min.).

A pressão continua caindo, passa por um mínimo e começa a subir, o leito começa a perder material ultrafino. A partir do ponto D, o leito expande-se acentuadamente (critério adotado para fluidização plena para o grupo A da classificação de GELDART (1973), a pressão oscila devido à abertura e fechamento dos canais verticais como mostrado na figura 4.11, ocorre perda acentuada de material ultrafino com o aumento da velocidade superficial do ar, o leito está totalmente fluidizado com a velocidade mínima de fluidização plena V_{mff} (43,2 cm/min.).

A perda de carga continua oscilando bastante através do leito com o aumento da velocidade superficial do ar.

O pó de crosta apresenta comportamento de partículas do grupo C com as aberturas de canais e também do grupo A com expansão acentuada da altura do leito.

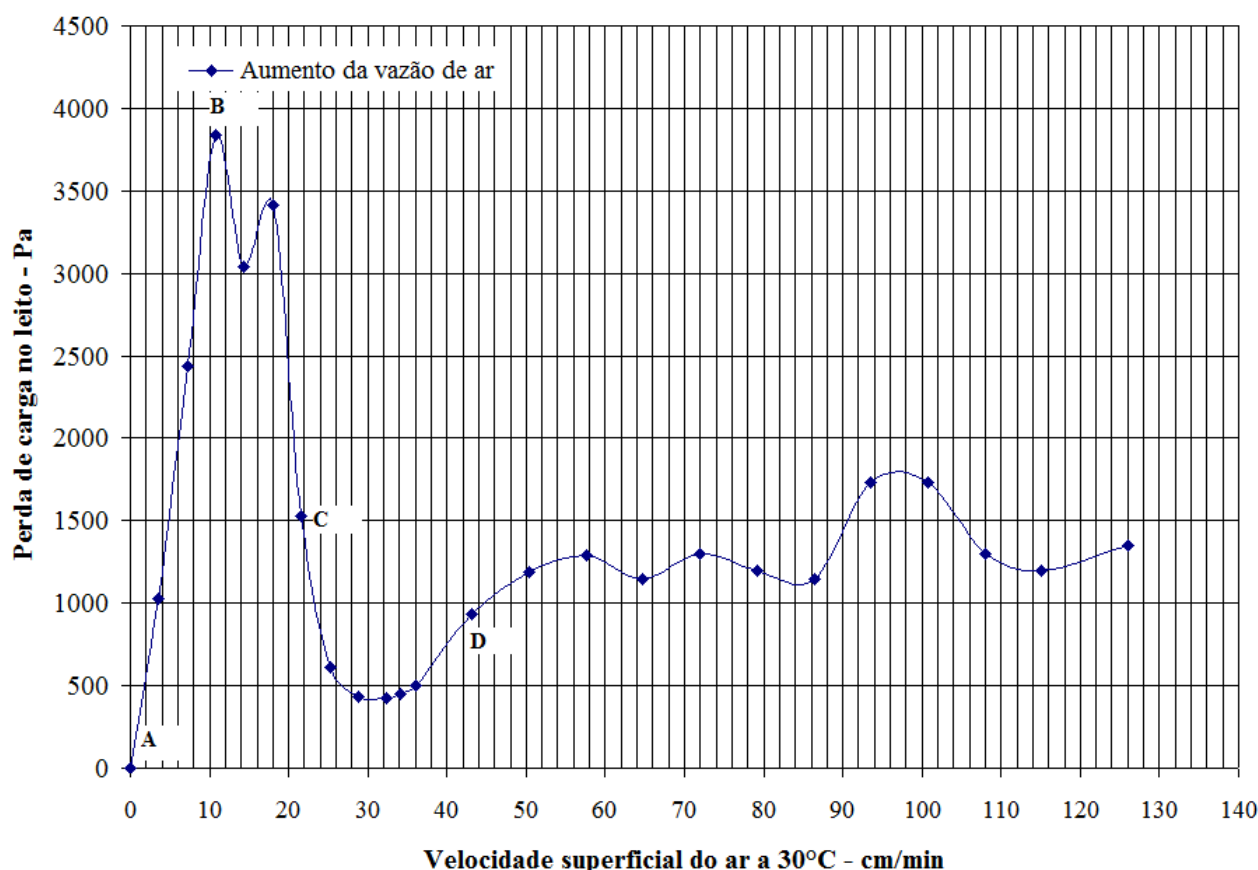


Figura 4.10 – Perda de carga experimental versus velocidade superficial do ar em leito de pó de crosta - $(36,84) \mu\text{m}/3220 \text{ kg.m}^{-3}$.

4.4.1 – RESULTADOS E DISCUSSÕES – PÓ DE CROSTA

A velocidade mínima de fluidização foi predita pela equação 2.43 com erro absoluto menor que 2% comparado ao valor experimental mostrado na figura 4.10.

Foi usado o permeâmetro de formato cilíndrico mostrado na figura 4.11. Os dados experimentais obtidos para a velocidade mínima de fluidização foram comparados com a equação proposta nesta tese, ERGUN (1952), e outros pesquisadores listados na tabela 4.1. A comparação dos valores preditos com os experimentais de V_{mf} para a região de

fluidização incipiente do leito de partículas é mostrado na tabela 4.6 com erro absoluto (%) calculado em relação ao valor obtido no experimento.



Figura 4.11 – Permeâmetro cilíndrico usado no laboratório de fluidização da Albras para estudo da velocidade mínima de fluidização.

Tabela 4.6 – Comparação dos valores preditos e experimentais da velocidade mínima de fluidização do pó de crosta usado no processo produtivo da Albras.

Material Pó de crosta dp (µm)	$V_{mf}(cm/min)$								Erro absoluto (%) baseado no valor exp.							
	(a)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)	(h)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)	(h)	
	36.84	21.6	21.2	18.14	13.86	11.6	21.4	8.37	8.98	1.85	16	35.83	46.3	0.93	61.25	58.42

(a) EXPERIMENTAL;

(b) TESE;

(c) ERGUN (1952);

(d) LEVA (1959);

(e) ABRAHAMSEN e GELDART

(1980);

(f) COLTTERS e RIVAS (2004);

(g) WEN e YU (1996);

(h) MILLER e LOGWINUK (1951).

4.5 – EFEITO DA INCLINAÇÃO DO LEITO FLUIDIZADO NA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

O objetivo desta tese não é o estudo de leitos fluidizados inclinados, porém, como o foco da tese é o transporte de alumina e pó de crosta em calha fluidizada inclinada em ângulos pequenos menores que 3° , foi projetado o permeâmetro articulado mostrado na figura 4.12b. Observou-se que o comportamento do leito inclinado seguiu o perfil descrito

por YAMAZAKI *et al.* (1989), com a formação de caminhos preferenciais no lado oposto ao ponto de inclinação, como mostrado na figura 4.12a. A superfície do leito assemelha-se a de um líquido em um recipiente inclinado. A pressão diferencial no leito cai levemente em relação à posição não inclinada, e, por conseguinte, a velocidade mínima de fluidização V_{mf} é menor que no leito na posição horizontal, como mostrado na figura 4.13 simulando a equação 2.47 proposta em YAMAZAKI *et al.* (1989) para alumina usada na Albras.

Para ângulos de inclinação menores que 5° , o efeito da inclinação do leito não é tão significativo; a velocidade mínima de fluidização V_{mf} reduz o valor em relação ao leito plano em menos de 10%.

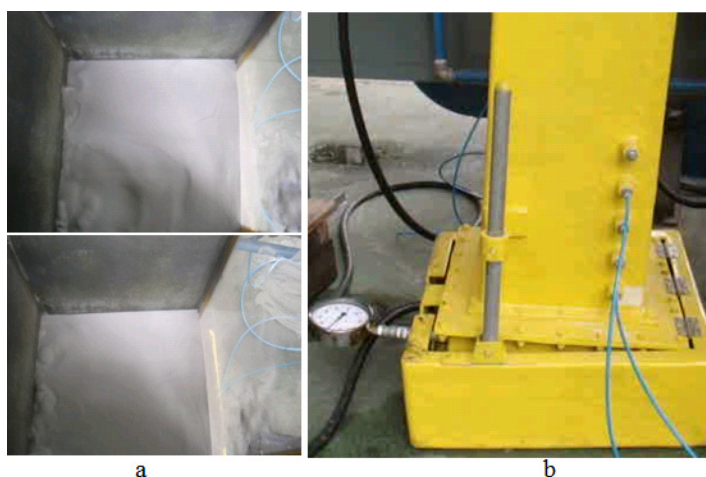


Figura 4.12 – a) Caminhos preferenciais no lado inferior a esquerda no leito de alumina fluoretada inclinado; b) permeâmetro articulado – posição inclinada a 3° ..

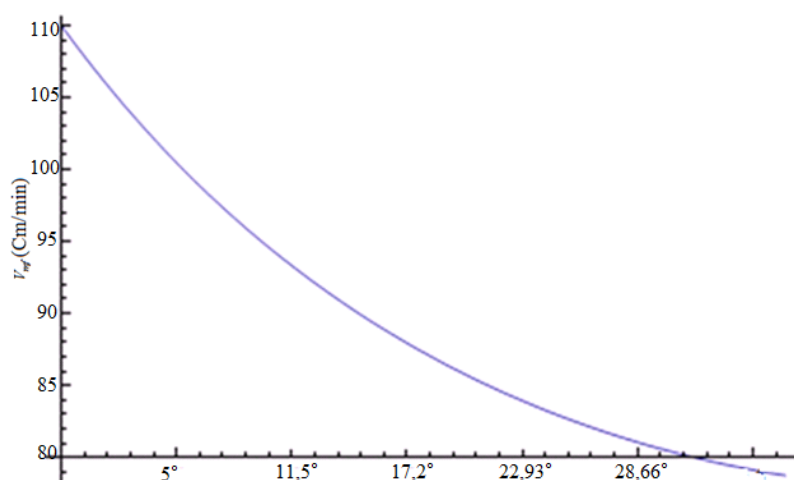


Figura 4.13 – Efeito da inclinação do leito fluidizado na V_{mf} da amostra de alumina fluoretada usada na Albras – simulação da equação de YAMAZAKI *et al.* (1989).

4.6 – ÂNGULO DE REPOUSO NÃO FLUIDIZADO

Como comentado em (2.6) no capítulo 2 o ângulo de repouso dá uma boa indicação da escoabilidade de um material particulado.

Neste trabalho foram construídos dois aparatos para medir o ângulo de repouso dos materiais particulados em estudo. A figura 4.14 ilustra um desses dispositivos construídos para a determinação desse ângulo sem precisar fazer uso de equipamentos eletrônicos para a determinação do referido ângulo.

Regula-se a altura (H) da caixa contendo o pó a ser medido o ângulo de repouso. Libera-se o escoamento em queda livre do pó armazenado na caixa até o mesmo atingir o orifício de descarga da caixa. Verifica-se em qual círculo concêntrico a base do cone de pó repousou e usando-se a equação 4.1 calcula-se o ângulo de repouso da pilha formada.

$$\beta = ATAN\left(\frac{2H}{D_b - d_o}\right) \quad (4.1)$$

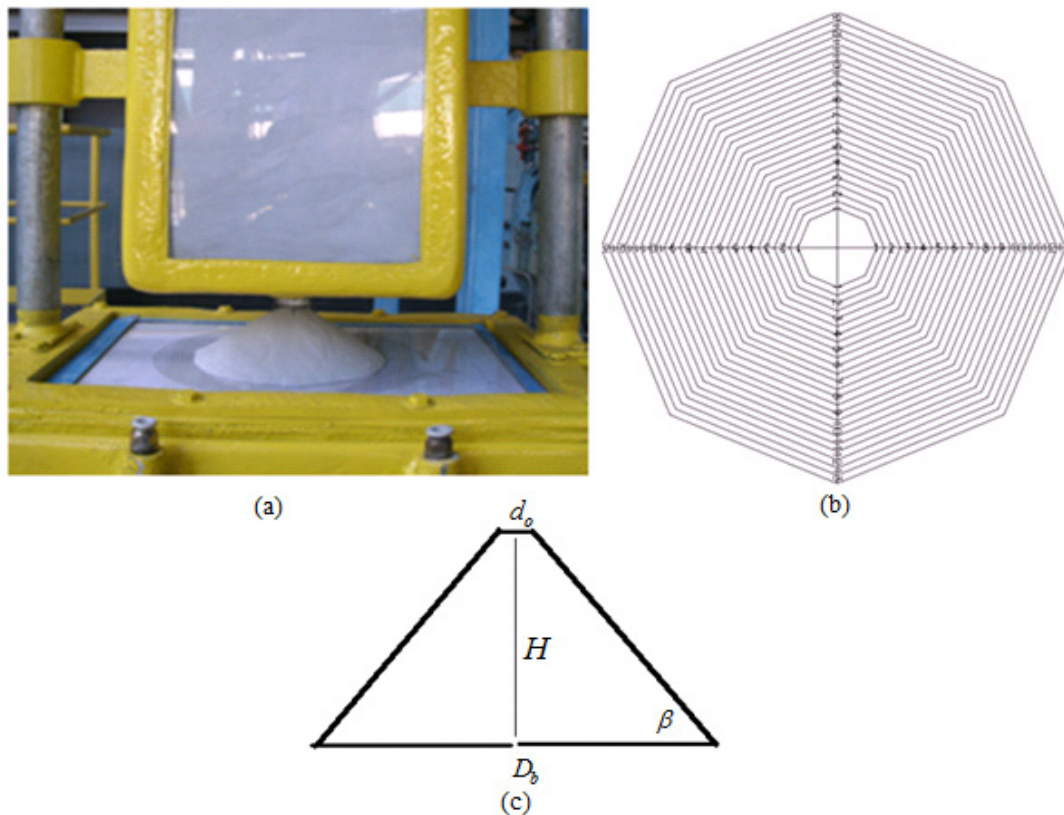


Figura 4.14 – a) Aparato para medição do ângulo de repouso não aerado e aerado; b) círculos concêntricos com raios conhecidos variando de 25 a 150 mm, passo de 5 mm; c) dados do ângulo de repouso da alumina fluoretada formado em (a)

A tabela 4.7 sumariza o cálculo do ângulo de repouso da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

Tabela 4.7 – Medição do ângulo de repouso da alumina fluoretada da Albras.

Orifício de descarga Diâmetro d_o (mm)	Diâmetro D_b (mm) da base da pilha	Altura H (mm) da base da pilha	Ângulo β da pilha
9	69,51	42	33,271
9	68	42	33,481
9	70	42	32,668
9	70	42	32,668
9	72	42	31,8901
9	71	42	32,275
9	70	42	32,668
9	69	42	33,07
9	70	42	32,668
9	70	42	32,668
Média (°)			32,733
Desvio padrão(°)			0,43615

O dispositivo mostrado na figura 4.15 ilustra outro método para medir o ângulo de repouso drenado. O ângulo formado para alumina fluoretada, é de cerca de 34°, próximo do ângulo medido no dispositivo mostrado na figura 4.14.

Materiais particulados finos como o pó de crosta e o cimento apresentam ângulo de repouso próximo de 40°, com mostrado na figura 4.16a para o pó de crosta vibrado.

De acordo com os estudos de DONSI *et al.* (1984), materiais particulados ultrafinos apresentam ângulo de repouso alto próximo a 50°, isso se deve às forças coesivas interpartículas.

A figura 4.16 ilustra o comportamento do pó de crosta, que só escoia se for vibrado ou fluidizado, formando buraco de rato de diâmetro equivalente ao orifício de descarga do recipiente de armazenagem – figura 4.16b.

4.7 – ÂNGULO DE REPOUSO FLUIDIZADO – ALUMINA FLUORETADA

A figura 4.17 mostra fotos do vídeo sobre o decaimento do ângulo de repouso com o aumento da velocidade superficial de fluidização. A figura 4.18 mostra graficamente a

dependência do ângulo de repouso com a fluidização, que quebra as forças coesivas interpartículas, reduzindo o ângulo de repouso, que fica plano quando a velocidade de fluidização plena V_{mff} é atingida próximo de $2V_{mf}$ - leito plenamente fluidizado.

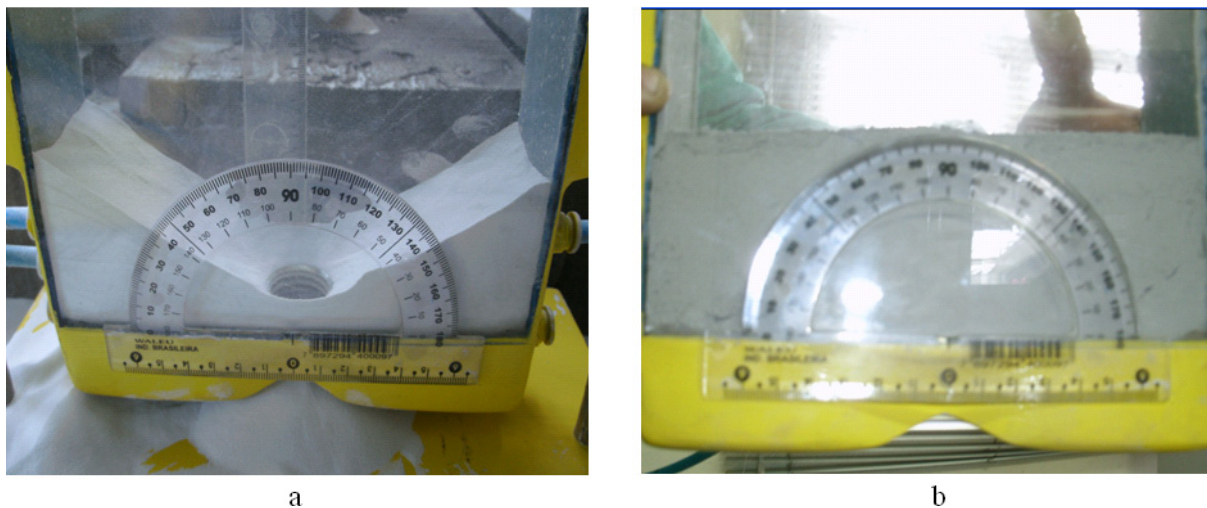


Figura 4.15 – a) Ângulo de repouso drenado da alumina fluoretada $\pm 34^\circ$; b) pó de crosta ângulo de fricção interno interpartículas próximo de 90° – vibrado forma caminhos preferenciais e não escoá.

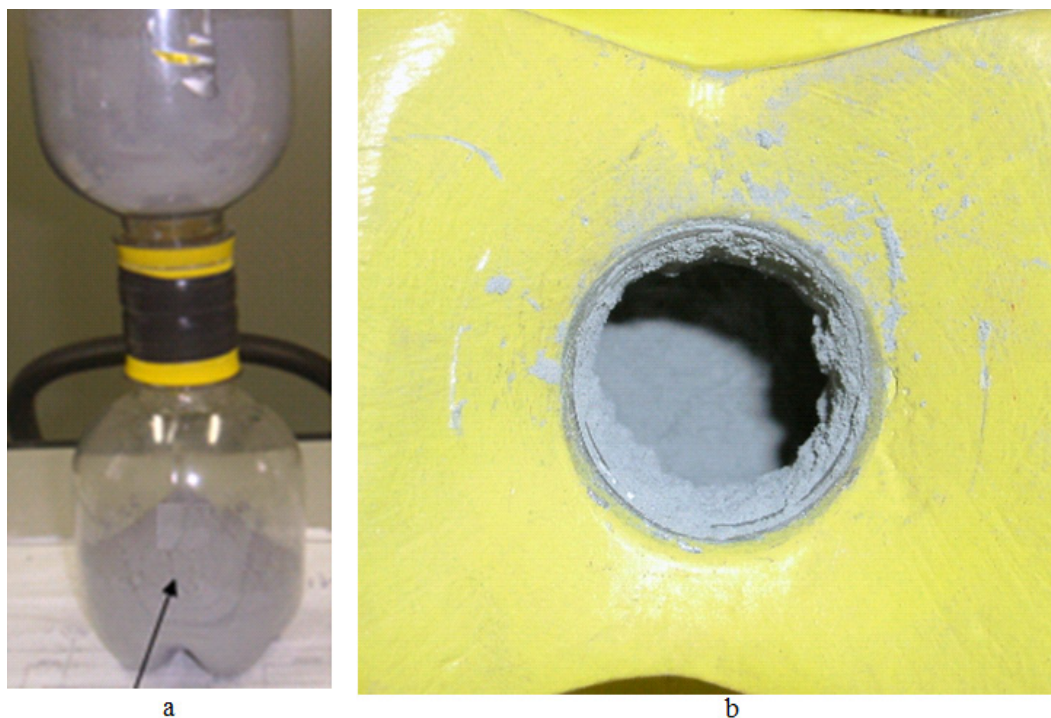


Figura 4.16 – Pó de crosta coletado dos filtros de manga.



Figura 4.17 – Sequência de fotos do decaimento do ângulo de repouso aerado da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

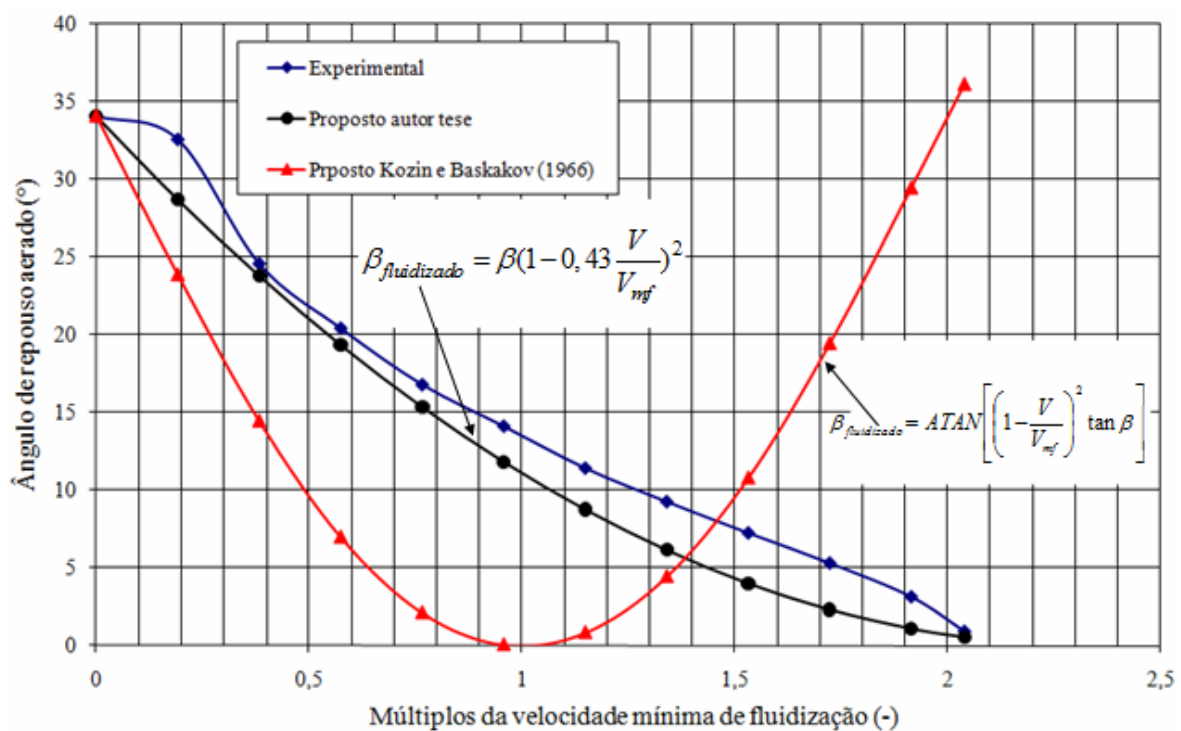


Figura 4.18 – Ângulo de repouso aerado da alumina fluoretada versus múltiplos da velocidade mínima de fluidização.

A figura 4.19 mostra a base fluidizada do aparato ilustrado na figura 4.14, com esse equipamento consegue-se aumentar a velocidade superficial do ar de fluidização e se fazer as medições da altura (H) e o do diâmetro (D_b) para a cada vazão ajustada no rotâmetro mostrado na figura 4.2 item (7). Usando-se a equação 4.1 calcula-se o ângulo aerado a

cada vazão volumétrica do ar de fluidização ajustada no referido rotâmetro do arranjo experimental mostrado na figura 4.2 – o gráfico da figura 4.18 foi montado por meio desse procedimento com medições ponto a ponto.

A figura 4.17 corresponde ao caimento contínuo do ângulo de repouso aerado com o ajuste contínuo de (0 a 100) LPM da vazão no rotâmetro com fundo de escala 100 LPM.

Através do experimento observou-se que o decaimento do ângulo de repouso da alumina fluoretada com o aumento da velocidade superficial, não segue o modelo proposto em KOZIN e BASKAKOV (1966) através da equação 2.24 como mostrada na figura 4.18

Nesta tese propomos a equação 4.2 simulada graficamente na figura 4.18.

$$\beta_{fluidizado} = \beta(1 - 0,43 \frac{V}{V_{mf}})^2 \quad (4.2)$$

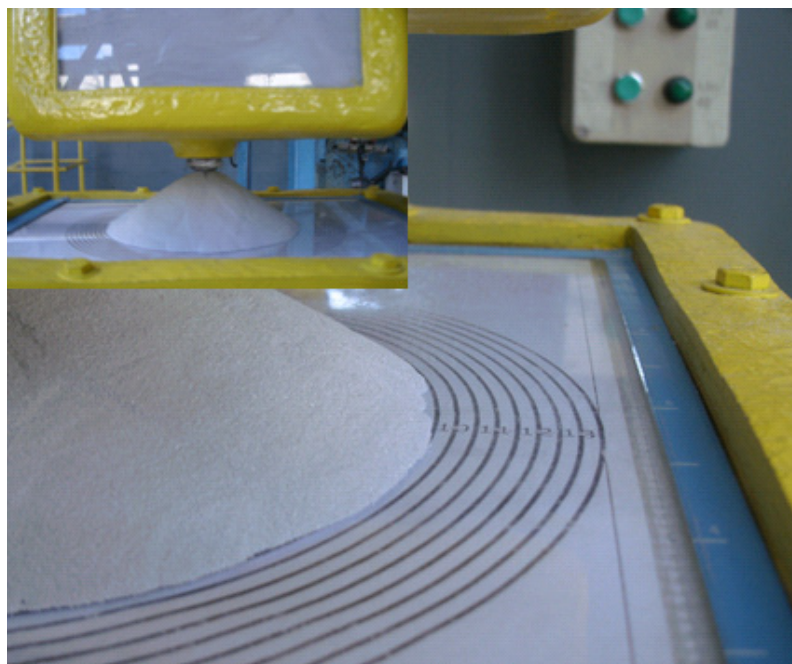


Figura 4.19 – Detalhe do aparato para medição do ângulo de repouso, mostrando a escala para medição do espalhamento da base do cone da pilha de alumina fluoretada.

4.8 – ÂNGULO DE FRICÇÃO INTERNO INTERPARTÍCULAS

Não foi possível reproduzir o procedimento proposto na figura 2.21b e em KUNII e LEVENSPIEL (1991). Foi possível estimar esse ângulo para alumina fluoretada através

dos experimentos de DONSI *et al.* (1984), para areia que apresenta um ângulo de fricção interno de 61,5° não aerado, e aerado de 47° na velocidade mínima de fluidização V_{mf} .

A figura 4.20 apresenta fotos do vídeo do escoamento da alumina fluoretada, observou-se que o ângulo formado no escoamento está entre 60° e 70°, e cai em avalanche no decorrer do escoamento.

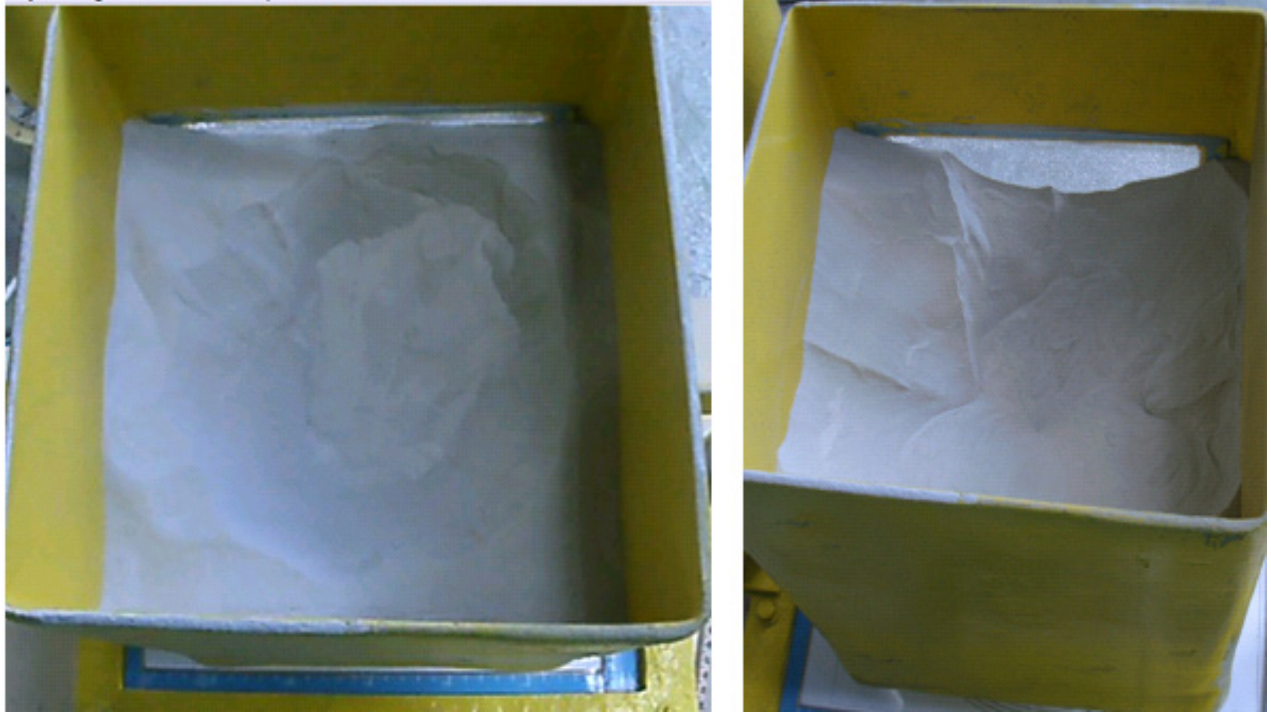


Figura 4.20 – Representação do ângulo de fricção interno interpartículas da alumina fluoretada usada no processo produtivo da Albras.

Propõem-se nesta tese que esse ângulo decaia, conforme proposto na equação 4.3, com o aumento da velocidade superficial de fluidização que será usado no modelo proposto para predição da vazão mássica do transportador pneumático fluidizado equação 3.45 – a equação 4.3 ajustou de forma razoável os resultados numéricos da equação 3.45 com os resultados experimentais.

$$\phi_{i_fluidizado} = \phi_i \left(1 - 0,01 \frac{V}{V_{mff}}\right)^2 \quad (4.3)$$

4.9 – MEMBRANA/MANTA OU MÍDIA POROSA

Uma série de tipos de membrana ou mídia porosa podem ser testadas em permeâmetros com os resultados dos testes incorporados no projeto de transportadores pneumáticos fluidizados

A perda de carga na mídia porosa segue um perfil semelhante ao proposto pela equação de ERGUN (1952), como mostrado na equação 4.4 e nas figuras 4.21, 4.22 e 4.23.

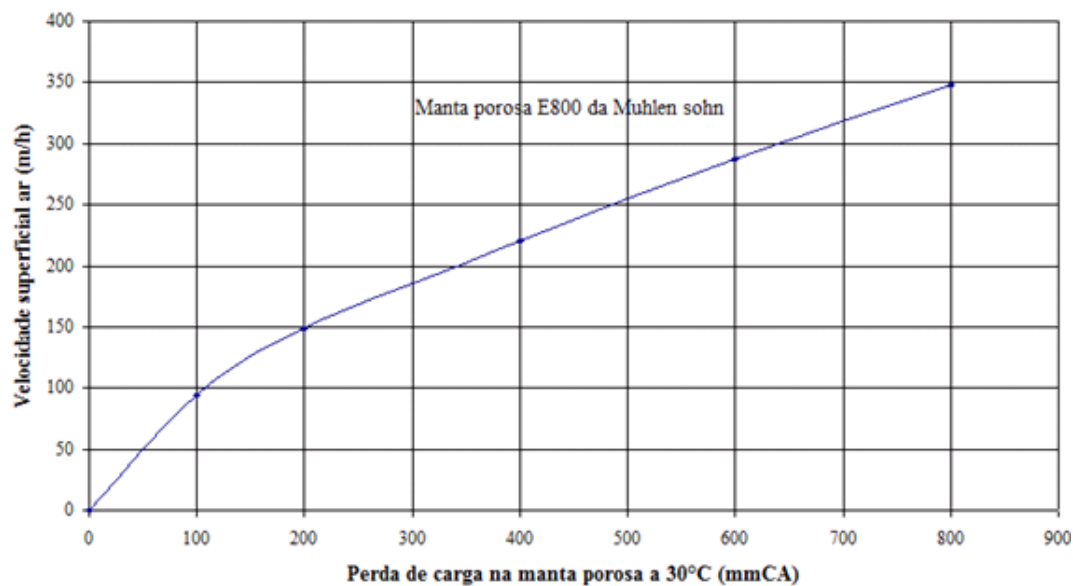
$$\Delta P_m = k_{m\mu} V + k_{m\rho} V^2 \quad (4.4)$$

Onde as resistências ao escoamento: $k_{m\mu}$ (em mm CA/m/h - figuras 4.21 e 4.22, com $k_{m\rho} \approx 0$) para a membrana de poliéster ou $k_{m\mu}$ (em in CA/ft/min) e $k_{m\rho}$ (em in CA/ft²/min²) - figura 4.23 para a tela de aço inox dynapore da Martin Kurz.

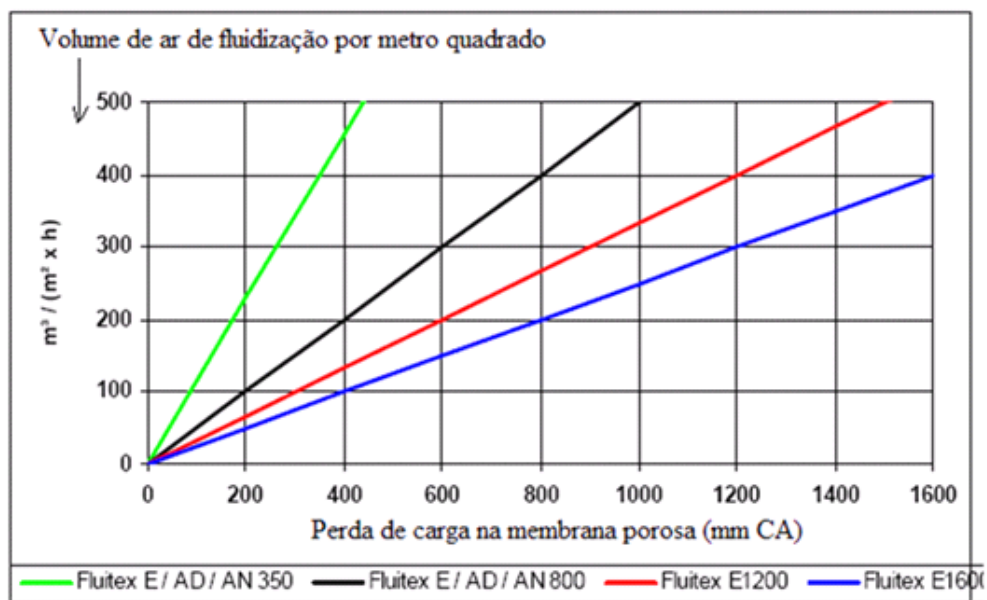
O ar de fluidização deve ser filtrado para evitar a entrada de pó pela parte inferior da membrana e o consequente aumento da perda de carga na mesma. Deve-se fazer uma boa seleção da mídia porosa, pois se esta for muito aberta, com a utilização, sua permeabilidade diminui devido à entrada de pó nos interstícios, aumentando a sua perda de carga para a mesma velocidade superficial de fluidização.

No laboratório de fluidização desenvolvido para esta tese de doutorado foram testadas as membranas de poliéster E800 da Muehlen-Sonh (figura 4.21a), 6002 da Albany (figura 4.22a).

Verifica-se que a perda de carga nesta manta na velocidade superficial de fluidização que será adotado no projeto do transportador fluidizado de alumina fluoretada (100 m/h ($1,5 V_{mff}$)) é em torno de 100 mmCA a 30°C, pelo experimento feito na bancada do laboratório de fluidização desenvolvido. De acordo com a experiência adquirida nos experimentos, essa manta porosa é adequada para projeto de transportadores fluidizados com um ponto de fluidização e comprimento linear de até 20 metros sem coluna de desaeração, para comprimentos maiores deve-se prever coluna de desaeração neste intervalo a cada 20 metros linear da instalação.



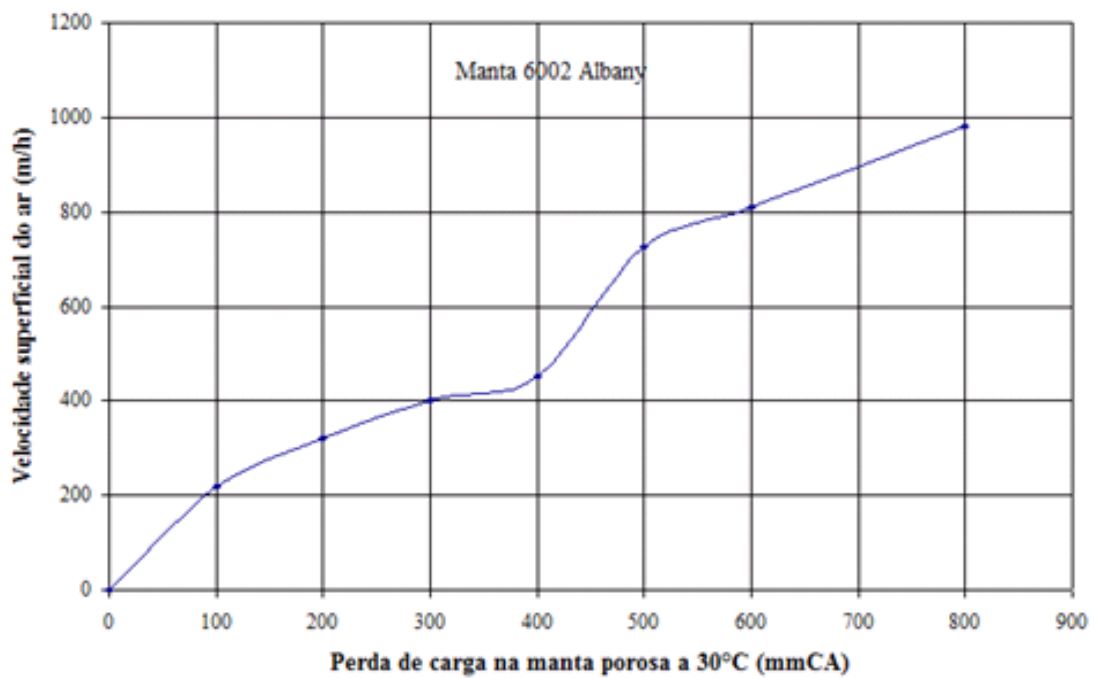
a



b

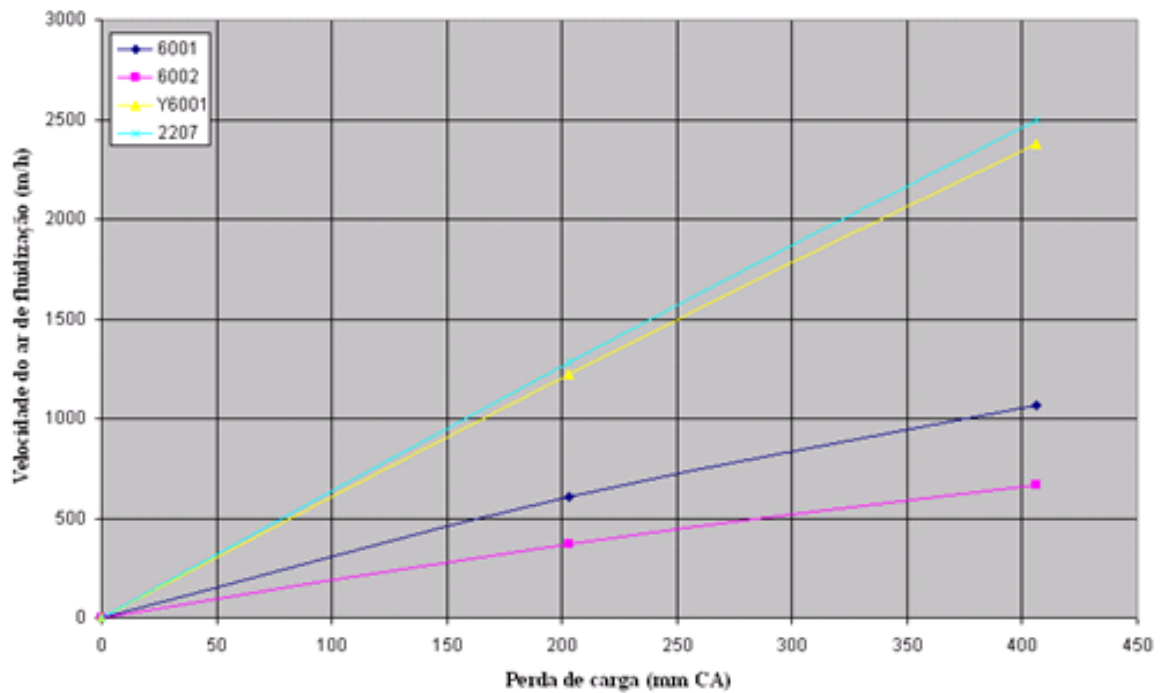
Figura 4.21 – a) Velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga experimental nos poros da manta E 800; b) velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga nos poros da manta E 800 – fonte: catálogo do fabricante Muehlen-Sohn.

Os poros da manta porosa 6002 da Albany são mais abertos (perda de carga menor para a mesma velocidade superficial), que a manta fabricada pela muehlen-sohn, e, portanto, mais adequados para transportadores fluidizados com comprimento menor que 10 metros lineares para garantir velocidade uniforme de fluidização ao longo do transportador fluidizado, e garantir um escoamento estável do leito de partículas no transportador pneumático fluidizado.



a

Permeabilidade da membrana porosa - Albany



b

Figura 4.22 – a) Velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga experimental nos poros da manta 6002; b) velocidade superficial do ar de fluidização versus perda de carga nos poros da manta 6002 – fonte: catálogo do fabricante Albany.

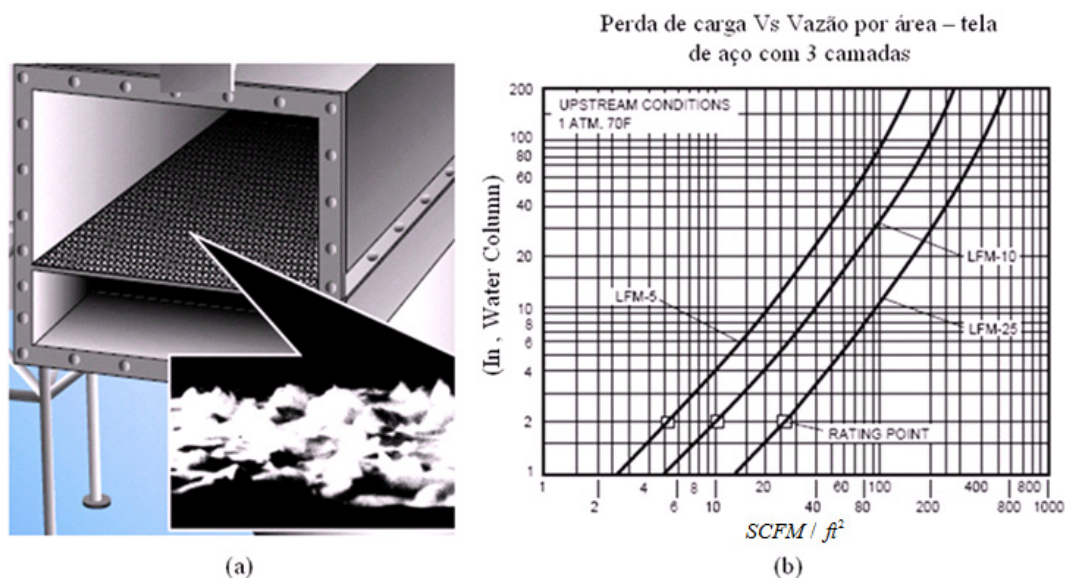


Figura 4.23 – (a) Tela metálica de aço inox, (b) Perda de carga (coluna de água em polegada) versus velocidade de fluidização (pé/min.). Disponível em <www.mkicorp.com>. Acesso em 22 set. de 2010.

A figura 4.24 mostra os resultados dos testes com mantas porosas de algodão com espessura de 0,03 metros nova (M-0) e tempo de uso de até dois anos (M-12) desenvolvido por STANOGEVIC *et al.* (2008). Essas mantas têm poros muito abertos e perda de carga baixa (M-0 – (0,028 m/s ou 100 m/h)/18 mm CA)) contra 100 mm CA da manta E800 na mesma velocidade superficial de fluidização.

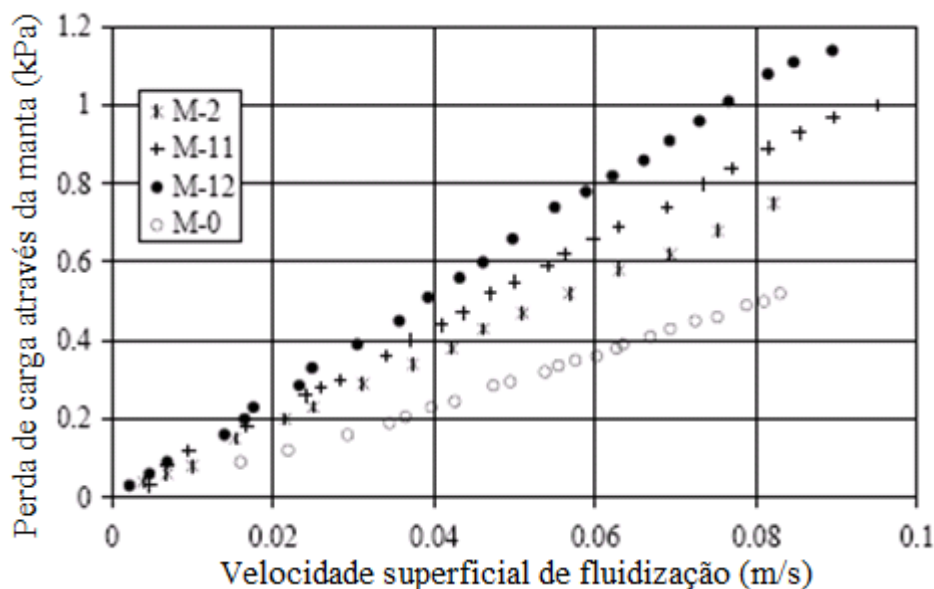


Figura 4.24 – Teste de manta porosa feita de algodão com espessura de 30 mm, adaptador de STANOGEVIC *et al.* (2008).

Com esse tipo de manta porosa, com poros muito abertos, os transportadores fluidizados convencionais não podem ser maiores que 10 metros com uma entrada de ar de fluidização, para não causar entupimento (desfluidização) no trecho final do “airslide”.

Ao contrário, com mantas porosas mais fechadas como a E1600 da muehlen-sohn, ver figura 4.21, que oferece elevada resistência ao fluxo de ar, e, portanto, garantindo uniformidade na velocidade superficial de fluidização ao longo do canal de fluidização, podem-se projetar transportadores pneumáticos fluidizados longos com apenas uma entrada de ar de fluidização.

4.10 – ESTUDO TEÓRICO E EXPERIMENTAL DA CAPACIDADE NOMINAL DE TRANSPORTADORES PNEUMÁTICOS FLUIDIZADOS

Foi desenvolvido neste trabalho de pesquisa um transportador fluidizado não convencional chamado transportador pneumático fluidizado para ser leve, isolante elétrico, resistente ao calor, fácil de instalar, manter e que opere a baixo custo comparado com os transportadores fluidizados convencionais. A figura 4.25 mostra à esquerda um transportador fluidizado convencional de formato retangular disponível no mercado com uma entrada e uma saída, e à direita o transportador pneumático fluidizado com possibilidade de múltiplas saídas.



Figura 4.25 – Transportador pneumático fluidizado com três saídas e a esquerda “airslide” convencional – fonte: Albras.

4.10.1 – RESULTADOS EXPERIMENTAIS E PREDITOS PARA O TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO PARA ALUMINA FLUORETADA

As propriedades hidrodinâmicas da fluidização estimadas pela resolução das equações de ERGUN (1952), McCABE e SMITH (1976) e dos resultados experimentais obtidos para alumina fluoretada usada na Albras estão sumarizadas na tabela 4.8.

Tabela 4.8 – Propriedades da alumina fluoretada usada na Albras – dados de entrada.

Propriedade do material	Valor
Massa específica relativa	3,386
Massa específica não vibrada - kg/m^3	960
Massa específica não vibrada aerada a $(0,5 V_{mff})$ - kg/m^3	960
Massa específica não vibrada aerada a $(0,75 V_{mff})$ - kg/m^3	960
Massa específica não vibrada aerada a $(0,875 V_{mff})$ - kg/m^3	960
Massa específica não vibrada aerada a $(1,0 V_{mff})$ - kg/m^3	958
Massa específica não vibrada aerada a $(1,5 V_{mff})$ - kg/m^3	840
Massa específica não vibrada aerada a $(2,0 V_{mff})$ - kg/m^3	761
Massa específica não vibrada aerada a $(2,5 V_{mff})$ - kg/m^3	698
Velocidade mínima de fluidização pela equação da tese (cm/s)	0,87
Velocidade mínima de fluidização plena - experimental (cm/s)	2,55
Velocidade terminal das partículas de $18,5 \mu m$ (cm/s)	3,3
Velocidade terminal das partículas de diâmetro médio peneirado (cm/s)	49
Diâmetro médio peneirado da partícula - μm	$72,6 \pm 2,7$
Ângulo de repouso não aerado - °	$32,73 \pm 0,436$
Ângulo de fricção interno interpartículas não aerado - °	60 - 70
Porosidade do leito fixo não denso (-)	0,716292
Classificação de acordo com o critério de (GELDART, 1973) – grupo	B

4.10.2 – PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

O diagrama esquemático do arranjo experimental é mostrado na figura 4.26. A alumina fluoretada a ser usada no experimento é içada em baldes de 20 L ou por transporte pneumático até o tambor (13) de 200 L, localizado a 6 metros do transportador pneumático fluidizado, na parte superior do prédio do laboratório de fluidização, como mostrado na figura 4.27. A semelhança dos experimentos realizados com os permeâmetros, a vazão volumétrica do ar de fluidização é medida por rotâmetros (7) com precisão de $\pm 3\%$ do fundo de escala, e a medição de pressão na câmara limpa (pleno) do transportador fluidizado é feita com transmissores digitais de pressão com precisão de $\pm 1\%$ do fundo de escala. Os experimentos foram realizados com ar à temperatura ambiente de 30°C ($\rho_g = 1,189\text{kg.m}^{-3}$ e $\mu_g = 18,602 \times 10^{-6}\text{Pa.s}$) sob pressão atmosférica. O ar usado como meio de fluidização foi filtrado e desumidificado. A pressão foi regulada em dois bars na entrada dos rotâmetros (7).

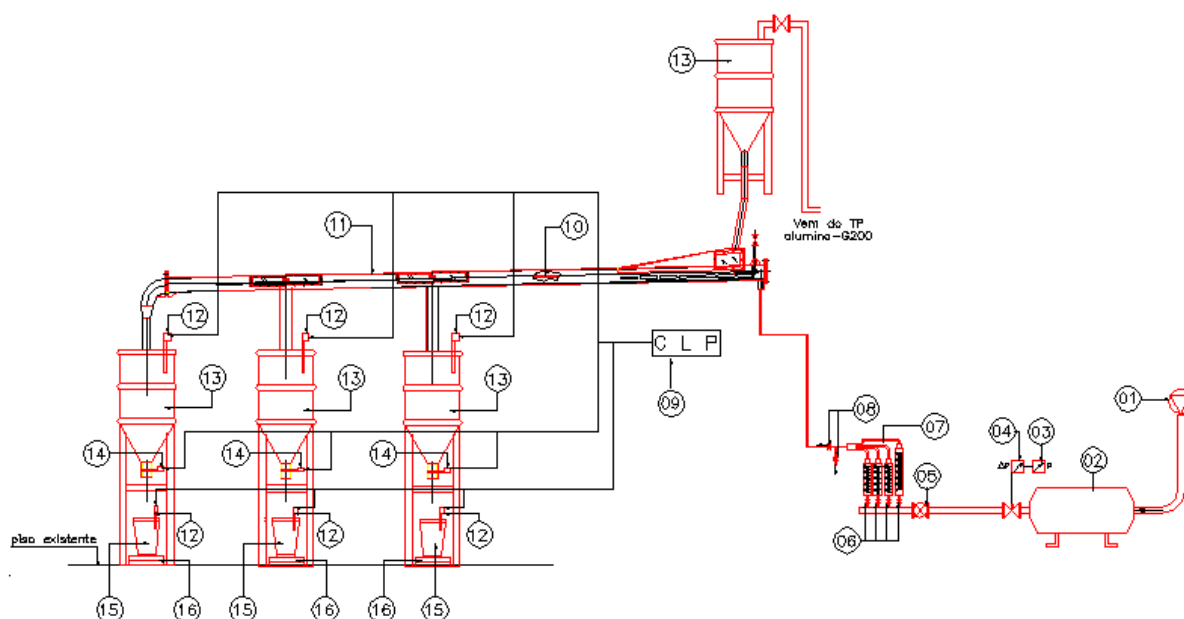


Figura 4.26 – Arranjo experimental: 1) tomada de ar comprimido; 2) reservatório de ar comprimido; 3) manômetro; 4) regulador de pressão do ar (0-3) bar; 5) válvula de esfera; 6) reguladores de vazão volumétrica do ar de fluidização; 7) rotâmetros (0-10; 0-25; 0-100 e 0-700) LPM; 8) válvulas de esfera; 9) CLP - controlador lógico programável; 10) visor do escoamento do leito de partículas; 11) transportador pneumático fluidizado; 12) chave de nível alto; 13) tambor de 200 L; 14) chave de nível baixo; 15) balde de 20 L; 16) balança eletrônica de plataforma.



Figura 4.27 – Laboratório de fluidização para ensaio do transportador pneumático fluidizado (11) de 3” de diâmetro com 9,3 metros de comprimento – no detalhe o tambor de alimentação (13) na parte superior e os tambores (13) na plataforma intermediária simulando as moegas na cuba eletrolítica nas três descargas do transportador pneumático fluidizado (11) na parte intermediária do prédio – fonte: Albras.

Para facilitar o estudo experimental, foi construído um transportador pneumático fluidizado de 1,5m com a descarga das três saídas em baldes com capacidade de 20 L, ilustrado na figura 4.28.

Como o objetivo do ensaio era medir a capacidade de transporte do transportador fluidizado em várias inclinações e velocidade superficial de fluidização, foram colocados dois baldes nas duas primeiras saídas do transportador fluidizado e um terceiro balde na descarga sobre uma balança eletrônica para medição da vazão mássica, como mostrado na figura 4.29c.

A medição experimental da vazão deu-se em bateladas de 10 quilogramas medidas na balança eletrônica localizada embaixo do terceiro balde com capacidade de 20 L. O tempo foi medido através do cronômetro mostrado na figura 4.29a. A inclinação do transportador pneumático fluidizado foi feita com medidor eletrônico de inclinação com precisão de $0,1^\circ$ - figura 4.28d.



Figura 4.28 – a) formação de calço hidráulico de alumina fluoretada na primeira descarga do transportador no balde com capacidade de 20 L; b) alumina fluoretada fluindo semelhante à água no transportador pneumático fluidizado em queda livre na primeira descarga do mesmo; c) descarga na última saída no balde sobre a balança eletrônica; d) medidor eletrônico de inclinação; e) transportador pneumático fluidizado de 1,5m com três saídas.



Figura 4.29 – a) Cronômetro com precisão de centésimo de segundos; b) balança eletrônica com precisão de 1 g; c) moega de abastecimento do transportador pneumático fluidizado; d) balde com capacidade de 20 L.

Para cada inclinação do transportador fluidizado foram feitas cinco medições da vazão mássica (tempo para cair 10 kg de alumina fluoretada no balde com capacidade de 20 L sobre a balança eletrônica), como reportado na tabela 4.9.

Inicialmente a moega do transportador mostrado na figura 4.28c foi cheia com dois baldes com capacidade de 20 L de alumina fluoretada. No primeiro escoamento de cada batelada de teste (inclinação ajustada), não foi feita medição da vazão mássica, este procedimento foi adotado para estabilizar o escoamento, garantindo que o transportador fluidizado esteja com alumina em toda sua extensão.

O começo da medição do tempo foi feito quando começou a cair alumina no balde, como mostrado em 4.28c.

Tabela 4.9 – Planilha para medição de vazão mássica de alumina fluoretada; a) transportador inclinado a 1° ascendente; b) transportador inclinado a 3° descendente.

Ensaio	Tempo(s) Esc(10kg)	Vazão mássica (t/h)	Velocid. superfíc. V/V_{mf}	Inclinação do tubo $\theta \downarrow$	Ensaio	Tempo(s) Esc(10kg)	Vazão mássica (t/h)	Velocid. superfíc. V/V_{mf}	Inclinação do tubo $\theta \downarrow$	Pressão M+Leito (Pa)
		0	0,5	(-1)			0	0,5	3	450
		0	0,75	(-1)			3,19	0,75	3	545
		0	0,87	(-1)			4,829	0,87	3	612
1	28,11	1,28	1	(-1)	1	5,92	6,0811	1	3	820
2	26,97	1,3348	1	(-1)	2	5,83	6,175	1	3	700
3	27,72	1,2987	1	(-1)	3	5,75	6,2609	1	3	800
4	28,6	1,2587	1	(-1)	4	5,64	6,383	1	3	720
5	21,92	1,6423	1	(-1)	5	5,86	6,1433	1	3	830
Média	26,664	1,3629	1	(-1)	Média	5,8	6,2086	1	3	774
1	6,51	5,53	1,5	(-1)	1	3,7	9,7297	1,5	3	1250
2	6,63	5,4299	1,5	(-1)	2	3,8	9,4737	1,5	3	1380
3	6,71	5,3651	1,5	(-1)	3	3,7	9,7297	1,5	3	
4	7,11	5,0633	1,5	(-1)	4	3,91	9,2072	1,5	3	
5	6,87	5,2402	1,5	(-1)	5	3,37	10,682	1,5	3	
Média	6,766	5,3257	1,5	(-1)	Média	3,696	9,7646	1,5	3	1315
1	4,64	7,7586	2	(-1)	1	3,14	11,465	2	3	
2	4,36	8,2569	2	(-1)	2	3,3	10,909	2	3	
3	4,93	7,3022	2	(-1)	3	3	12	2	3	
4	5,37	6,7039	2	(-1)	4	3,12	11,538	2	3	
5	5,05	7,1287	2	(-1)	5	3,11	11,576	2	3	
Média	4,87	7,4301	2	(-1)	Média	3,134	11,498	2	3	1980
1	4,31	8,3527	2,5	(-1)	1	2,56	14,063	2,5	3	
2	4,57	7,8775	2,5	(-1)	2	2,71	13,284	2,5	3	
3	4,5	8	2,5	(-1)	3	2,8	12,857	2,5	3	
4	4,47	8,0537	2,5	(-1)	4	2,86	12,587	2,5	3	
5	4,71	7,6433	2,5	(-1)	5	2,73	13,187	2,5	3	
Média	4,512	7,9787	2,5	(-1)	Média	2,732	13,196	2,5	3	2340

As médias dos experimentos tabulados em planilhas semelhantes as da tabela 4.9 foram sumarizadas na tabela 4.10. Observou-se que na velocidade superficial de fluidização, igual a uma velocidade mínima de fluidização plena V_{mff} , ocorreu escoamento da alumina fluoretada em todas as inclinações de 1° ascendente a 3° descendente. A pressão total (manta porosa + leito fluidizado) variou de 450 a 2340 Pa, conforme mostrado na coluna da direita da tabela 4.9b.

Tabela 4.10 – Resultados experimentais dos ensaios de medição de vazão mássica de alumina fluoretada.

Vazão mássica ar-alumina fluoretada (t/h) - transportador pneumático fluidizado (3"/1,5m) ↓							Inclinação (°) ↑
0	0	0	2,149	4,709	6,174	7,979	(-1)
0	0	0	2,825	5,871	7,633	8,650	(-0,5)
0	0	0,944	3,563	6,448	8,099	8,851	0
0	1,293	3,529	4,952	7,787	8,917	9,127	1
0	2,778	4,261	6,002	8,478	10,523	10,309	2
0	3,193	4,829	6,208	9,765	11,497	13,196	3
40	60	70	80	120	160	200	★ Vazão volumétrica de ar (LPM)
0,34	0,5	0,875	1	1,5	2	2,5	← V/V_{mff}

Com o transportador fluidizado na posição horizontal, o limiar do escoamento ocorreu com velocidade superficial de fluidização igual a $0,875 V_{mff}$.

Nas inclinações do transportador pneumático fluidizado a favor da aceleração da gravidade, o escoamento do leito fluidizado ocorreu com velocidade superficial de fluidização a partir de $0,5 V_{mff}$. Não ocorreu escoamento do leito fluidizado com velocidade superficial de fluidização menores ou iguais a velocidade mínima de fluidização ($V_{mf} = 52 \text{ cm} / \text{min}$) ou $0,34 V_{mff}$.

4.10.3 – CÁLCULO TEÓRICO DA VAZÃO MÁSSICA DO TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO

Neste trabalho de pesquisa foi desenvolvida a equação 3.45 para o cálculo teórico da vazão mássica do escoamento gás-sólido e, portanto, serviu para projetar os transportadores pneumáticos fluidizados usados nos experimentos na bancada do laboratório de fluidização e também no projeto dos transportadores pneumáticos

fluidizados em uso no processo produtivo da empresa Albras, os quais serão analisados nos próximos capítulos.

Para a correta aplicação da equação 3.45 são necessário ensaios de fluidização do material particulado em estudo, como descrito nos procedimentos experimentais deste capítulo, ou na impossibilidade da construção de um permeâmetro (ver detalhes construtivos no anexo B), faz-se necessário a solução da equação de ERGUN (1952) para a determinação da variação da porosidade do leito com o aumento da velocidade superficial do gás usado para fluidização do material particulado.

Os outros parâmetros da equação 3.45, como o ângulo de atrito interno do material particulado, podem ser adquiridos na literatura disponível, como por exemplo, no trabalho de DONSI *et al.* (1984).

As simulações feitas com a equação 3.45, para o escoamento de alumina fluoretada no tubo fluidizado de 3" e 1,5 metros de comprimento, foram sumarizadas na tabela 4.11.

Tabela 4.11 – Resultados preditos pela equação 3.45 para vazão mássica do escoamento ar-alumina fluoretada.

Vazão mássica ar-alumina fluoretada (t/h) - transportador pneumático fluidizado (3"/1,5m) ↓							Inclinação (°) ↓
0	0,403	1,305	1,588	5,500	7,667	8,114	(-1)
0	0,489	1,407	1,699	5,669	7,872	8,338	(-0,5)
0	0,575	1,509	1,810	5,837	8,078	8,561	0
0	0,746	1,712	2,241	6,173	8,486	9,005	1
0	0,918	1,915	2,252	6,507	8,893	9,447	2
0	1,089	2,118	2,472	6,839	9,295	9,885	3
40	60	70	80	120	160	200	★ Vazão volumétrica de ar (LPM)
0,34	0,5	0,875	1	1,5	2	2,5	← V/V_{mff}

A figura 4.30 foi construída com as inclinações 0°, 1° e 3° das tabelas 4.10 (resultados experimentais) e 4.11 (resultados preditos pela equação 3.45). Observa-se uma boa concordância entre os resultados experimentais e teóricos, à exceção dos resultados a 0° experimental e teórico, pois a equação 3.45 prediz escoamento para essa inclinação e no experimento observou-se uma vazão muito baixa de 100 gramas de alumina fluoretada em um minuto, como mostrado na figura 4.31, vazão mássica considerada muito baixa e descartada na tabela 4.10.

O gráfico da figura 4.30 mostra uma vazão experimental maior que a vazão predita para inclinação descendente a 3° e $2,5 \dot{V}_{mff}$, nesta inclinação e vazão volumétrica de ar, o balde atingia 10 kg em cerca 2.75 segundos, como mostrada na tabela 4.9, apesar de ter

ocorrido repetibilidade no experimento, essa pode ser uma justificativa para a vazão mássica ser maior que a predita pela equação 3.45.

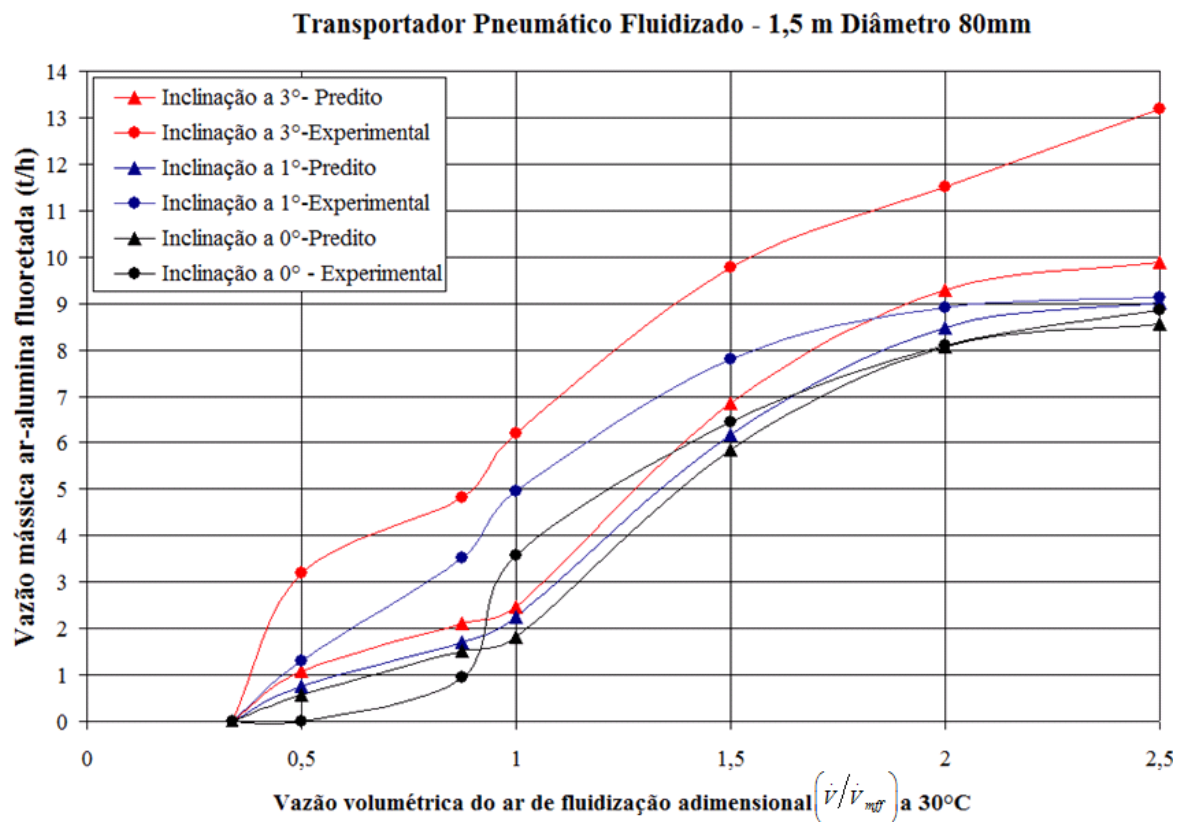


Figura 4.30 - Vazão mássica ar-alumina fluoretada experimental e teórica comparada por inclinação (0 – 3)° versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C -

(109 LPM) ou $\dot{V}_{mff} = 6,54 m^3 / h$.



Figura 4.31 – escoamento transportador fluidizado inclinado a 0° e vazão volumétrica

$0,5 \dot{V}_{mff}$.

Como o manuseio de alumina fluoretada para testar o transportador pneumático fluidizado de 9,3m mostrado nas figuras 4.27 e 4.32 é bastante significativo, como se pode ver na tabela 4.10, não foram feitos todos os ensaios realizados com o transportador de 1,5 metros neste transportador de 9,3m.

A figura 4.33 mostra dois instantes do vídeo feito no ensaio com inclinação de $0,5^\circ$ descendente e com velocidade superficial de fluidização a partir de $1,5 V_{mff}$.

Neste experimento foi cronometrado o escoamento da alumina fluoretada durante 1 minuto em um tambor de 200 L (peso próprio de 15 kg) colocado sobre um palete para medição a posteriori na balança eletrônica de precisão instalada na oficina elétrica da Albras, como mostrado na figura 4.34.

A predição da vazão mássica ar-alumina fluoretada pela equação 3.45 foi de 7,29 t/h para o tubo de 3" e 9,3m de comprimento, e a vazão experimental obtida neste ensaio foi de 6,6 t/h, como ilustrado na figura 4.34 – (124 -15) kg em 1 minuto.

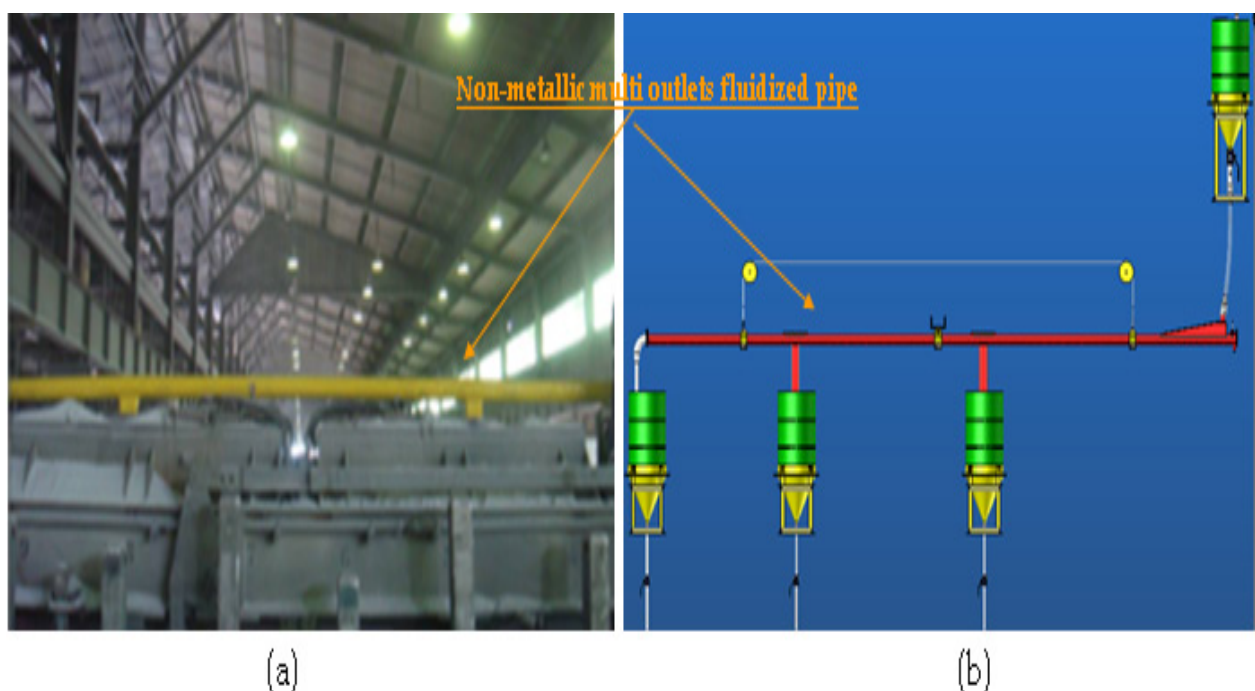


Figura 4.32 – a) Transportador pneumático fluidizado construído em fibra de vidro em teste para verificar interferências na sala de cubas eletrolíticas; b) simulação mostrando arranjo para variar inclinação do transportador fluidizado no laboratório de fluidização – fonte: Albras.



Figura 4.33 – Fotos do vídeo do teste para medição da vazão mássica ar-alumina fluoretada do transportador fluidizado de 3” e 9,3m de comprimento.



Figura 4.34 – Medição da vazão mássica ar - alumina fluoretada no escoamento no transportador pneumático fluidizado no intervalo de 1 minuto; a) tambor de 200 L.

4.10.4 - ANÁLISE DA VAZÃO MÁSSICA AR-ALUMINA FLUORETADA DO TRANSPORTADOR PNEUMÁTICO FLUIDIZADO

Foram construídos quatro transportadores pneumáticos fluidizados e dimensionados usando a equação 3.45. Os transportadores com diâmetro de 3 polegadas ou 80 mm foram utilizados nos ensaios feitos no laboratório de fluidização para a validação da vazão mássica predita pela equação 3.45, como mostrado o valor experimental na tabela 4.10 para o transportador de 1,5m e o valor predito na figura 4.36 para o transportador de 9,3 metros.

Observa-se nas figuras 4.35, 4.36 e 4.37, que em todas as inclinações, o limiar do escoamento é a partir da metade da velocidade mínima de fluidização plena ($0,5 V_{mff}$) e a partir de ($2,5 V_{mff}$), a vazão mássica começa a saturar, e, portanto, qualquer acréscimo na vazão volumétrica do ar de fluidização não resultará em acréscimo significativo da vazão mássica da alumina fluoretada. O transportador de 150 mm foi aplicado na descarga de pó de crosta a ser estudado no capítulo seis desta tese de doutorado.

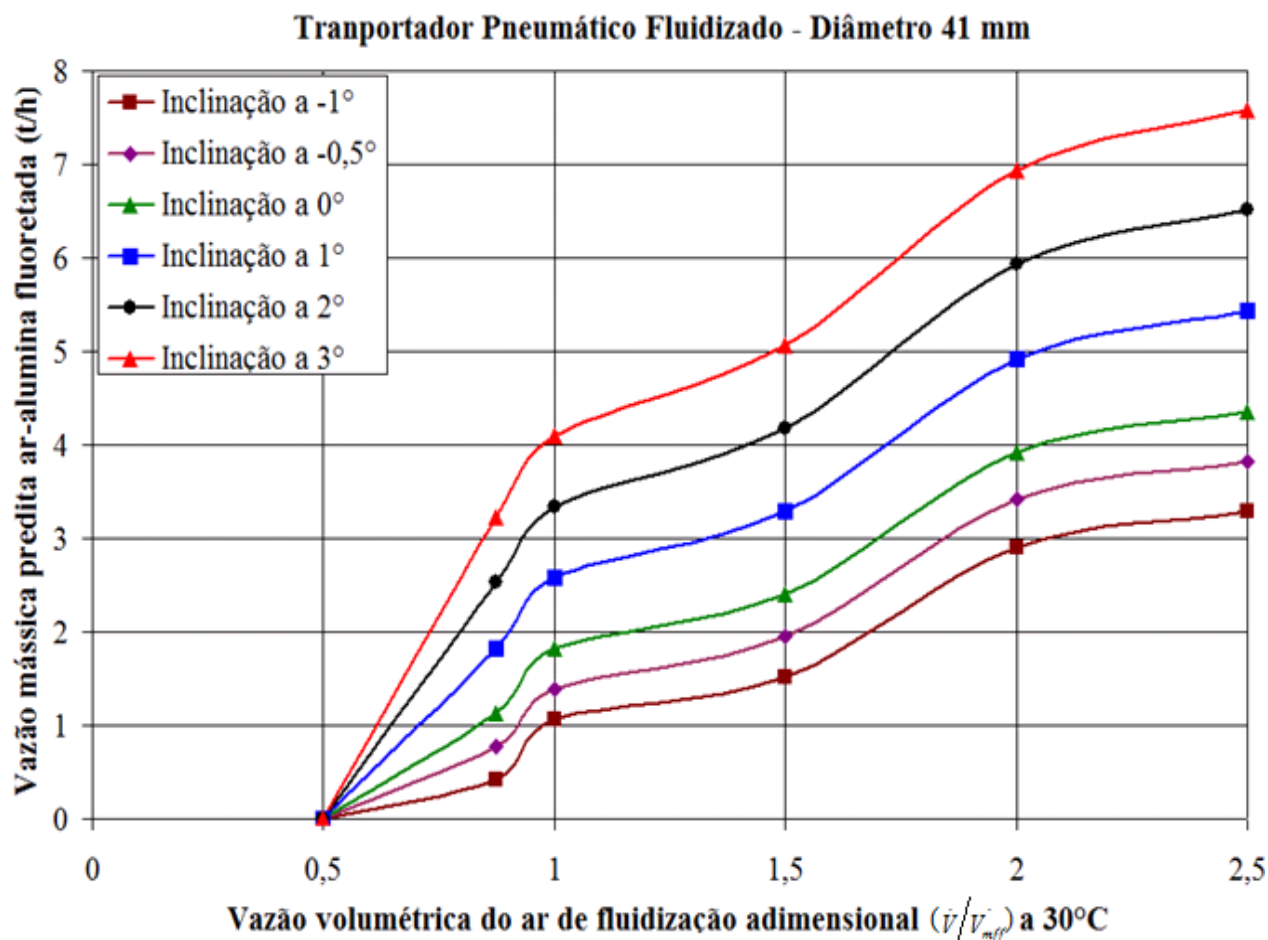


Figura 4.35 – Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 22,45\text{m}^3 / \text{h}$, diâmetro 41 mm.

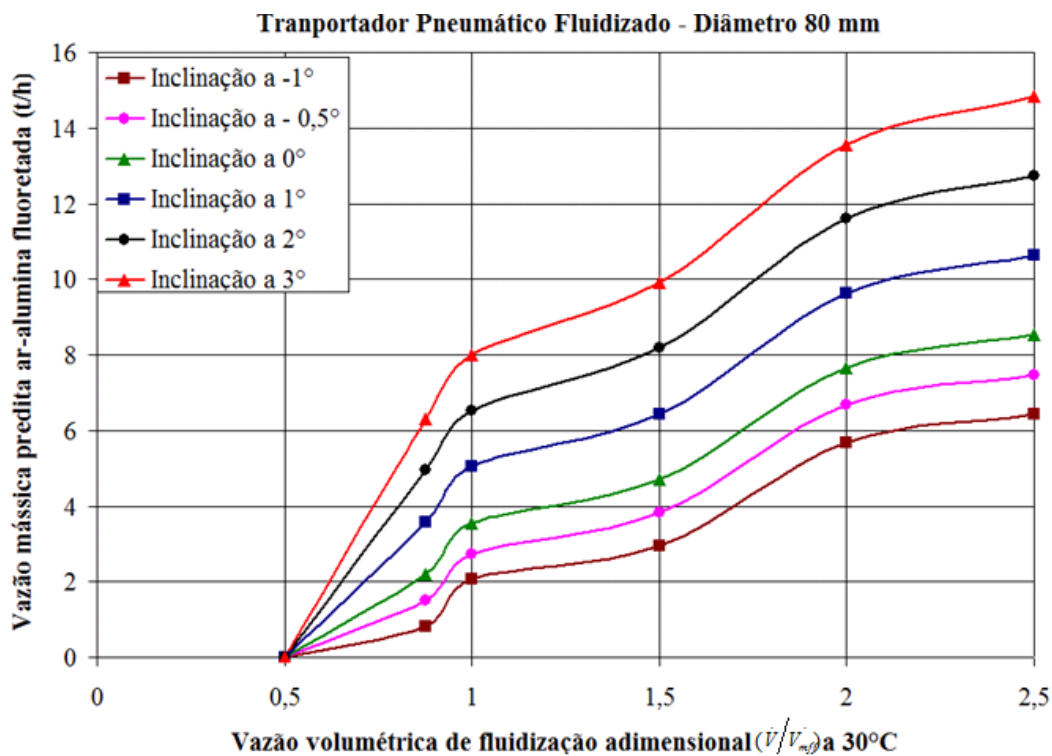


Figura 4.36 – Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 43,88 m^3 / h$, diâmetro 80 mm.

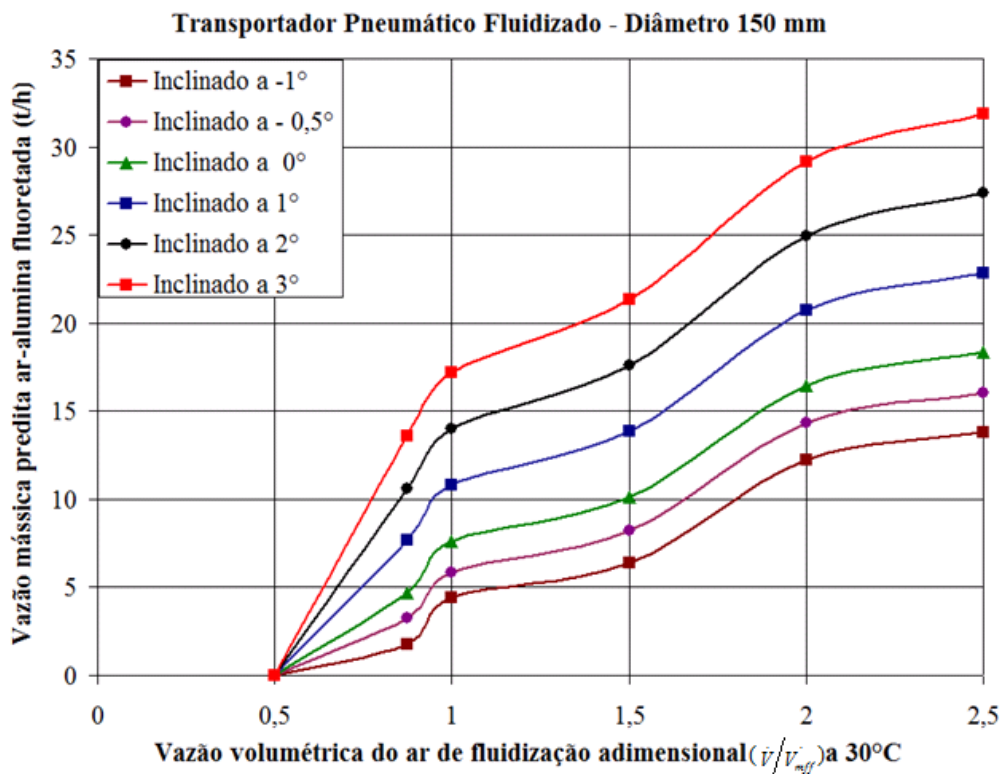


Figura 4.37 – Vazão mássica ar-alumina fluoretada predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 30°C - $\dot{V}_{mff} = 94,35 m^3 / h$, diâmetro 150 mm.

4.11 - COMPARAÇÕES DOS RESULTADOS DA VAZÃO MÁSSICA DO NEGRO DE FUMO (FLY ASH) COM OS RESULTADOS DE OUTROS PESQUISADORES

As tabelas 4.12 e 4.13 sumarizam os resultados da comparação de vazões mássicas preditas para o escoamento ar-negro de fumo pelas equações e catálogos analisados nesta tese. As vazões mássicas preditas pela tese, catálogos de empresas e ábaco do livro do MILLS (2004) são para abertura 100% da válvula de abastecimento dos transportadores fluidizados. A vazão volumétrica do ar foi considerada a uma velocidade superficial do ar de fluidização igual a $1,5 V_{mff}$. Os experimentos de GUPTA *et al.* (2010) foram realizados com abertura dessa válvula a 50% e 65%, certamente a vazão mássica reportada é bem maior para abertura 100% da referida válvula.

A tabela 4.13 mostra um erro menor que 2,5% entre os resultados da empresa Trelleborg e o obtido pela equação 3.45 proposta na tese, evidenciando o potencial desta equação para fins de projeto de transportadores fluidizados. O valor da predição da vazão mássica pela equação de GUPTA *et al.* (2010), foi simulado com a ($= 4,76$) na equação 3.9.

Tabela 4.12 – Comparação da predição de vazão mássica ar-negro de fumo pela equação 3.45– dados baseados nos experimentos de GUPTA *et al.* (2010) e catálogo da empresa Trelleborg para mangueira fluidizada inclinada a 0° .

Material fly ash $d_p - (\mu m)$	Inclinação "airslide" ($^\circ$)	Diâmetro Largura (mm)	t / h		
			Equação Tese	Experim Gupta <i>et al</i> , 2010	Mangueira Trelleborg
108	0	150	98	5,656	95

Tabela 4.13 – Comparação da predição de vazão mássica ar-negro de fumo pela equação 3.45 – dados baseados nos experimentos de GUPTA *et al.* (2010) e catálogos das empresas Trelleborg, FLSmidth e MILLS (2004) para mangueira fluidizada e “airslide” inclinados a 6° descendente.

Material fly ash $d_p - (\mu m)$	Inclinação "airslide" ($^\circ$)	Diâmetro Largura (mm)	t / h				
			Equação Tese	Experim Gupta <i>et al</i> , 2010	Mangueira Trelleborg	Tabela FLSmidth	Figura - 3.24 Mills, 2004
108	6	150	112,4	8,47	115	26,4	60

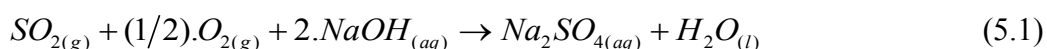
CAPÍTULO 5

ESTUDO DE CASO SOBRE LEITO FLUIDIZADO USANDO ALUMINA VIRGEM PARA LAVAGEM A SECO DOS GASES DO FORNO E DA EMPRESA ALBRAS

5.1 - INTRODUÇÃO E BREVE HISTÓRICO

Os fornos de cozimento A e B da Albras partiram em 1985 com lavadores via úmida usando soda cáustica. Neste lavador, o SO_2 e o HF eram absorvidos com uma eficiência de mais de 90%, atendendo a legislação ambiental, porém, produziam efluentes líquidos, como mostrados pelas equações 5.1 e 5.2 e esquematizado na figura 5.1.

Para absorção do SO_2 :



Para absorção do HF:

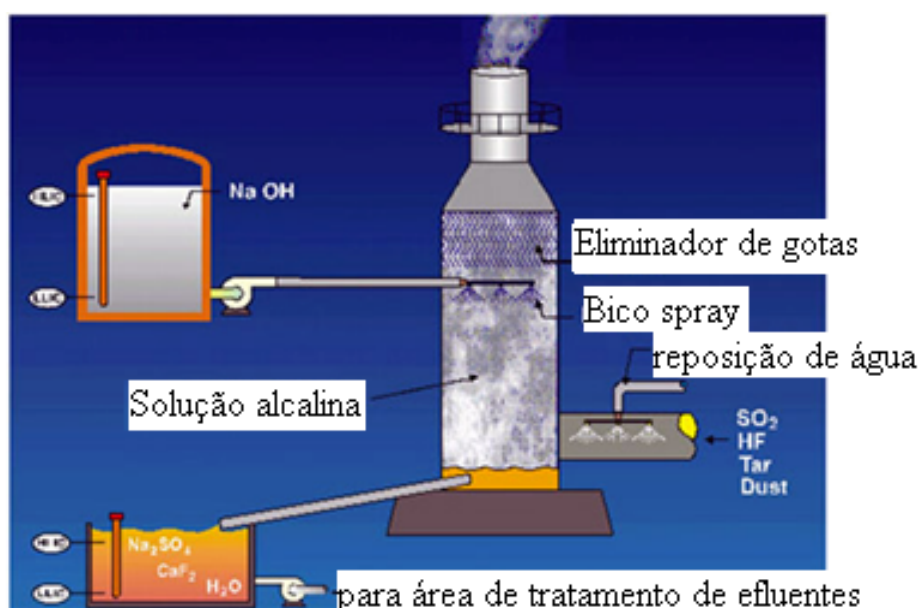


Figura 5.1 - Fluxograma do lavador via úmida da Albras.

Em 1999, a Albras iniciou parceria com a UFPA para estudar o fenômeno da lavagem a seco de gases, usando alumina como adsorvente dos gases oriundos do forno de cozimento B (FAC I).

A figura 5.2 ilustra de forma esquemática o processo evolutivo do projeto até o ano de 2004, quando o FM 212002 partiu com o objetivo de lavar os gases com cal hidratada na capa de pó formado nas mangas do filtro.

EVOLUÇÃO HISTÓRICA DO PROJETO:

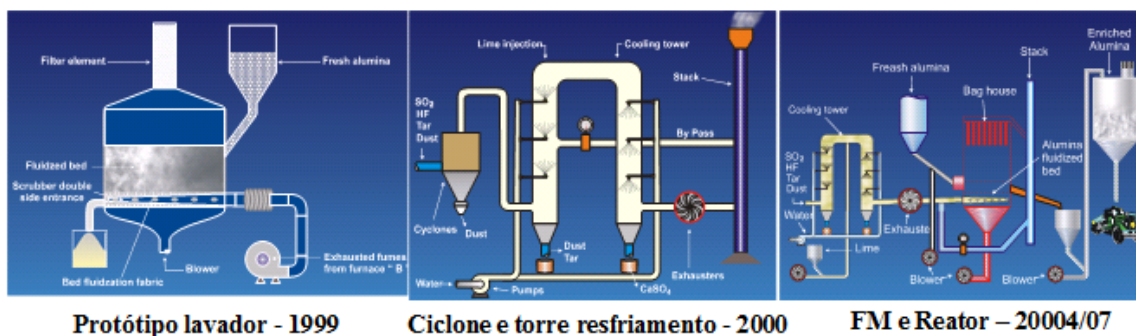


Figura 5.2 - Evolução histórica do projeto de lavagem a seco dos gases da FAC da empresa Albras.

O projeto de lavagem dos gases nas mangas filtrantes não deu certo, e em menos de três meses de operação, as mangas filtrantes estavam entupidas pelo alcatrão contido na corrente gasosa oriunda do forno de cozimento, como mostrado na figura 5.3.



Figura 5.3 - Mangas filtrantes do FM 212002 entupidas pelo alcatrão da corrente gasosa do forno de cozimento anodos E da Albras.

Um sistema paliativo foi projetado para a injeção de alumina virgem na tubulação condutora dos gases com descarga da alumina reagida através de um transportador helicoidal TH 212001, como mostrado na figura 5.4.

O sistema não era automatizado e a sua operação contínua dependia dos operadores do forno de cozimento. A alumina virgem faltava com frequência, principalmente nos fins

de semana. O transportador helicoidal muito longo travava, ocasionando o entupimento da moega do filtro de mangas.

No final de 2005, a Albras solicitou um estudo para projetar um sistema automático de injeção contínua de alumina virgem na corrente gasosa, para garantir a lavagem dos gases atendendo a legislação do CONAMA de 1990 (Conselho Nacional do Meio Ambiente), diminuindo a emissão de SO_2 e HF na chaminé do forno E da FACI.



Figura 5.4 - Projeto provisório para lavagem a seco dos gases do forno de cozimento E da Albras.

O conceito adotado no projeto foi de um circuito fechado com injeção contínua de alumina virgem a partir de um transporte pneumático em fase densa, lavagem dos gases no conduto dos gases em fase diluída e em um leito fluidizado, com o objetivo de aumentar o tempo de residência e contato gases-alumina.

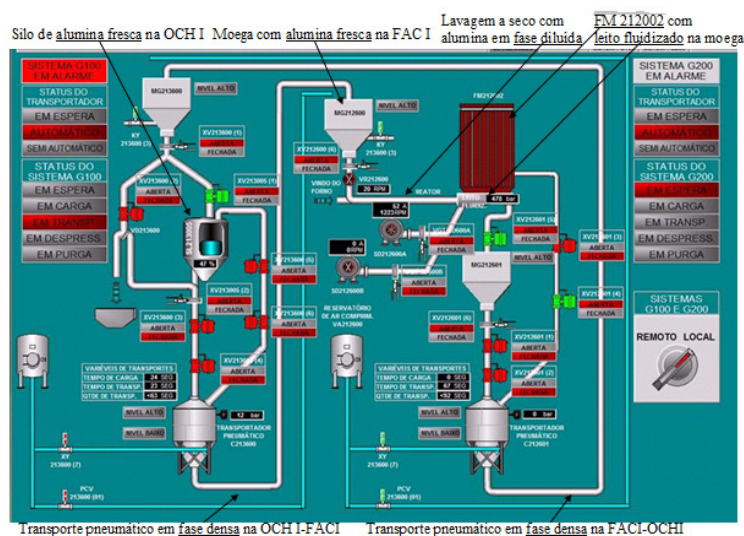


Figura 5.5 - Projeto definitivo para lavagem a seco dos gases do forno de cozimento anodos E da Albras.

A descarga da alumina virgem foi feita através do leito fluidizado em um vaso de pressão para transporte da alumina reagida em fase densa, para o silo de blendagem da alumina com crosta na oficina de chumbamento de haste I (OCHI).

O circuito resumido acima é mostrado na figura 5.5. O circuito projetado é controlado e monitorado automaticamente através de um controlador lógico programável (CLP), que controla o nível de alumina virgem no silo de abastecimento, as correntes dos motores e a pressão do transporte pneumático e do leito fluidizado.

A figura 5.6 mostra detalhes do leito fluidizado com os sopradores usados para o controle da velocidade de fluidização e do conseqüente tempo de residência da alumina reagindo com os gases no leito fluidizado.

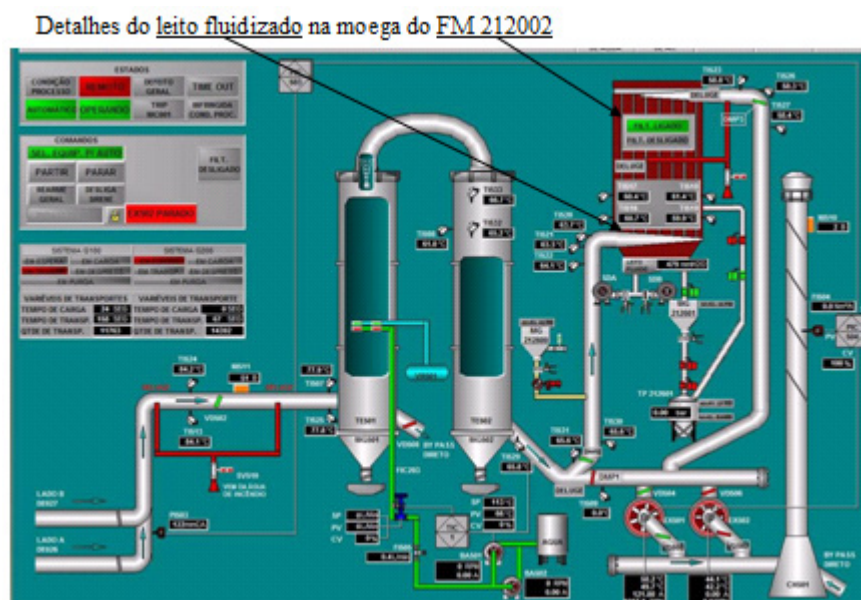


Figura 5.6 - Detalhes do leito fluidizado com sopradores na moega do FM 212002 – fonte: Albras.

O sistema projetado para lavagem dos gases do forno de cozimento E da Albras entrou em regime de operação em Fevereiro de 2007, eliminando o TH 212001 e suas recorrentes paradas, e reduziu significativamente a emissão dos gases na chaminé do forno E, como será mostrado na comparação dos resultados antes e depois do projeto.

Para uma melhor compreensão desse projeto, segue um resumo do conceito de adsorção a seco de gases em materiais particulados e a aplicação de leitos fluidizados na lavagem de gases nos processos industriais.

5.2 - ADSORÇÃO

Ao processo de interação entre espécies químicas de um fluido (impurezas poluentes) com a superfície de um sólido dá-se o nome de adsorção. A espécie química que sofre o processo recebe o nome de adsorvato, e o sólido que promove o processo, recebe o nome de adsorvente. O processo reverso da adsorção é chamado de dessorção.

A adsorção é um fenômeno de transferência de massa e calor.

As figuras 5.7 e 5.8 ilustram como o fenômeno de transferência de massa ocorre de uma corrente gasosa para uma superfície sólida porosa.

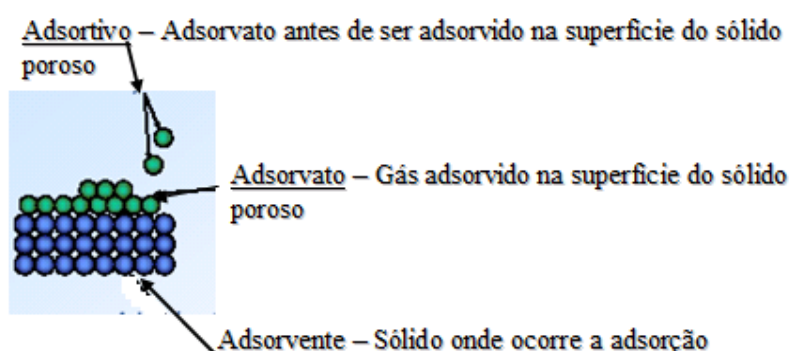


Figura 5.7- Mecanismo de adsorção – fonte: VASCONCELOS (2005).

O fenômeno da adsorção é causado por forças que ocorrem entre o sólido e as moléculas da corrente gasosa.

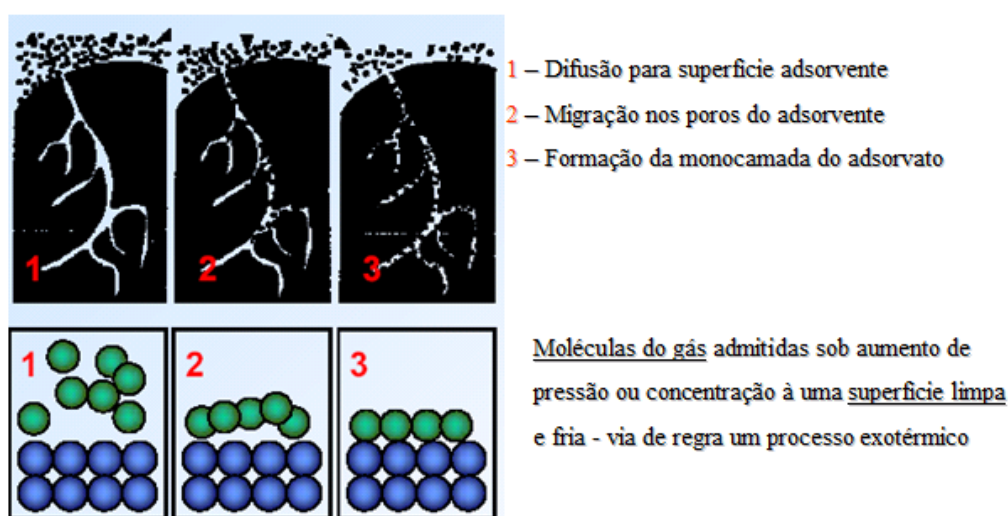


Figura 5.8 - Passos das etapas de difusão e equilíbrio do fenômeno da adsorção – fonte: VASCONCELOS (2005).

5.2.1 - ADSORÇÃO EM LEITO POROSO – adaptado de MEZZARI (2002)

Em muitos casos, os processos atuais de adsorção são associados com adsorção em leito fixo, na qual partículas adsorventes são empacotadas em um leito fixo de partículas sólidas, onde o fluido que contém um ou mais componentes adsorvíveis, passa por este leito fixo de partículas.

A determinação da concentração da solução efluente do leito fixo em função do volume de solução injetado no leito ou do tempo de adsorção ($\frac{C}{C_0} \times t$) fornece curvas de ruptura. Essa técnica permite obter por integração a quantidade de adsorvato por massa de adsorvente em função da concentração inicial de adsorvato. Para efetivar o cálculo da capacidade máxima de adsorção em condições dinâmicas, realiza-se um balanço de massa no leito fixo de partículas, utilizando o conceito de tempo estequiométrico, equação 5.3.

{Tempo estequiométrico (tempo de residência)} = {tempo que o adsorvato leva para passar pelos poros do leito fixo} + {tempo de adsorção na coluna de leito fixo}.

$$t_{st} = \int_0^t \left(1 - \frac{C}{C_0}\right) dt \quad (5.3)$$

Onde C é a concentração de saída do soluto (adsorvivo que ficou na corrente gasosa) e C_0 é a concentração inicial do soluto.

Resolvendo a integral, obtém-se o tempo estequiométrico no leito fixo de partículas.

Com o tempo estequiométrico, é possível calcular a quantidade adsorvida por grama de adsorvente (q) através da equação 5.4.

$$q = \frac{\dot{V} C_0 t_{st}}{V_{total} (1 - \varepsilon) \rho_s} - \frac{\varepsilon C_0}{1 - \varepsilon} \quad (5.4)$$

Onde $\dot{V}$ é a vazão volumétrica da solução (corrente gasosa com adsorvíveis - HF, SO₂, alcatrão, etc.), V_{total} é o volume total gás-sólido no leito fixo de partículas, ε é a

porosidade do leito fixo, C_0 é a concentração inicial do soluto (corrente gasosa) na solução e ρ_s é a massa específica real do adsorvente (alumina virgem).

5.3 - AVALIAÇÃO DO PROJETO DO LEITO FLUIDIZADO PARA LAVAGEM A SECO DE GASES NA MOEGA DO FM 212002

Quando foi projetado o leito fluidizado acoplado à moega do FM 212002 não havia um modelo matemático para se estimar a dinâmica do escoamento das partículas no leito fluidizado, portanto, o ajuste operacional do sistema foi feito de forma empírica.

Os procedimentos operacionais foram ajustados através de tentativas e erros com o decorrer dos problemas no dia a dia da planta.

Esse estudo de caso é a verificação operacional dos resultados numéricos baseados na equação 3.45 desenvolvida no capítulo 3 desta tese.

Os parâmetros listados abaixo foram usados na simulação da equação 3.45 e sumarizados nas tabelas 5.1 e 5.2.

$$\dot{m} = \frac{AVK_1 + BV^2K_2 + \rho_b g K_3}{1000g} \dot{V} \quad (3.45)$$

Onde:

$\dot{m}$ - Vazão mássica ar-alumina na calha fluidizada do FM 212002 em (t/h);

A - Fator viscoso da equação de Ergun ($Pa.s/m^2$) - tabela 5.1;

B - Fator inercial da equação de Ergun (kg/m^4) - tabela 5.1;

V - Velocidade superficial de fluidização (m/s) - tabela 5.1;

V_{mf} - Velocidade mínima de fluidização da alumina virgem (1,262 cm/s);

V_{mff} - Velocidade mínima de fluidização plena da alumina virgem (3,33 cm/s);

μ_a - Fator de atrito interpartículas (-) - tabela 5.1;

θ - Inclinação do leito fluidizado (0° e 1°);

ϕ_i - Ângulo de fricção interna interpartículas da alumina virgem (63°);

g - aceleração da gravidade ($9,81m/s^2$);

$\dot{V}$ - Vazão volumétrica do ar de fluidização (m^3 / h) - tabela 5.2;

ρ_b - Massa específica fluidizada da alumina virgem (kg / m^3) - tabela 5.1;

ε_{lf} - Porosidade do leito fluidizado (-) - tabela 5.2;

μ_g - Viscosidade do ar a 33° C ($18,87 \cdot 10^{-6} Pa.s$);

ρ_g - Massa específica do ar a 33° C ($1,1756 kg / m^3$);

ϕ_s - Esfericidade da alumina virgem 0,365 (-);

d_p - Diâmetro médio da alumina fluoretada ($99,44 \cdot 10^{-6} m$);

ρ_s - Massa específica da alumina virgem ($3500 kg / m^3$);

A_{lf} - Área do leito fluidizado ($21,12 m^2$).

Tabela 5.1 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para alumina virgem usada no leito fluidizado do FM 212002.

Vel. Superf. fluidiz. (cm/min)	A Ergun	B Ergun	Massa espec. fluidizada	Fator de atrito fluidizado μ_a	Coeficientes Equação 3.45 a 0° e 1°					
					K_{1-0}	K_{2-0}	K_{3-0}	K_{1-1}	K_{2-1}	K_{3-1}
55	538195	47152,9	999,66	1,93	1,93	1,93	-1,93	1,95	1,93	-1,90
107	538108	47147,7	999,61	1,91	1,91	1,91	-1,91	1,92	1,91	-1,87
150	340963	34634,9	862,21	1,89	1,89	1,89	-1,89	1,90	1,89	-1,85
180	285997	30839,4	812,22	1,87	1,87	1,87	-1,87	1,89	1,87	-1,84
220	261307	29071,7	787,23	1,85	1,85	1,85	-1,85	1,87	1,85	-1,82

De acordo com as simulações feitas e tabuladas na tabela 5.2, verifica-se que a uma inclinação de 0° e 1° e com vazão de ar de 696,96 m^3 / h , o leito fluidizado não consegue transportar a alumina que está chegando ao FM 212002 para lavagem dos gases e, portanto, nesta vazão e inclinações, o leito ficará entupido após 24 horas de operação, pois a capacidade de estocagem do leito fluidizado do FM 212002 com segurança operacional é de cerca de cinco toneladas de alumina.

Com uma inclinação de 1° e vazão de ar em torno de 1355,9 m^3 / h , o leito tem capacidade de transporte de alumina de 19,08 t/h, garantindo uma operação segura da planta, e a dinâmica da lavagem dos gases dependerá da dosagem de alumina pela válvula rotativa (capacidade de 100 a 1000 kg/h) instalada na descarga da moega de alumina fresca, mostrada na figura 5.5.

Tabela 5.2 - Parâmetros de projeto do leito fluidizado do FM 212002 baseados nos resultados numéricos da equação 3.45.

Vazão mássica do leito (t/h) - 0°	Vazão mássica do leito (t/h) - 1°	Vazão vol. do ar (m ³ /h) a 33°C	Porosidade do leito	Pressão (Pa/m)
0	0	696,96	0,714286	4485,41
0	19,08	1.355,90	0,714300	8731,54
31,93	117,95	1.900,80	0,742025	9806,28
278,22	377,66	2.280,96	0,757282	9806,28
998,23	1.122,21	2.787,84	0,773480	9806,28

O FM 212002 foi montado em 2004, como ilustrado na figura 5.2, mostrando a evolução do projeto de lavagem dos gases do forno E da Albras.

Portanto, o leito fluidizado para lavagem dos gases e substituição do transportador helicoidal seguiu as dimensões existentes da moega do filtro. Os resultados numéricos mostradas na tabela 5.2, baseadas na equação 3.45, serviram para consolidar as observações operacionais e ajustar os procedimentos operacionais existentes baseados nas práticas adquiridas ao longo desses anos de operação da planta de tratamento de gases do forno E.

A decisão de projetar o leito inclinado a 1°, deu-se pela experiência adquirida com o protótipo mostrado na figura 5.2, construído na escala de 1:10, ou seja, as suas dimensões eram 10 vezes menores que a mostrada nas figuras 5.9 e 5.10.



Figura 5.9 - Foto mostrando a moega do FM 212002 e dutos de insuflamento do ar de fluidização no leito fluidizado – fonte: Albras.

Portanto, a equação 3.45 é adequada para projetos futuros de leitos fluidizados, não se fazendo necessária a construção de protótipo reduzindo o tempo de execução do projeto e os custos envolvidos na construção de maquete e protótipo do projeto final.

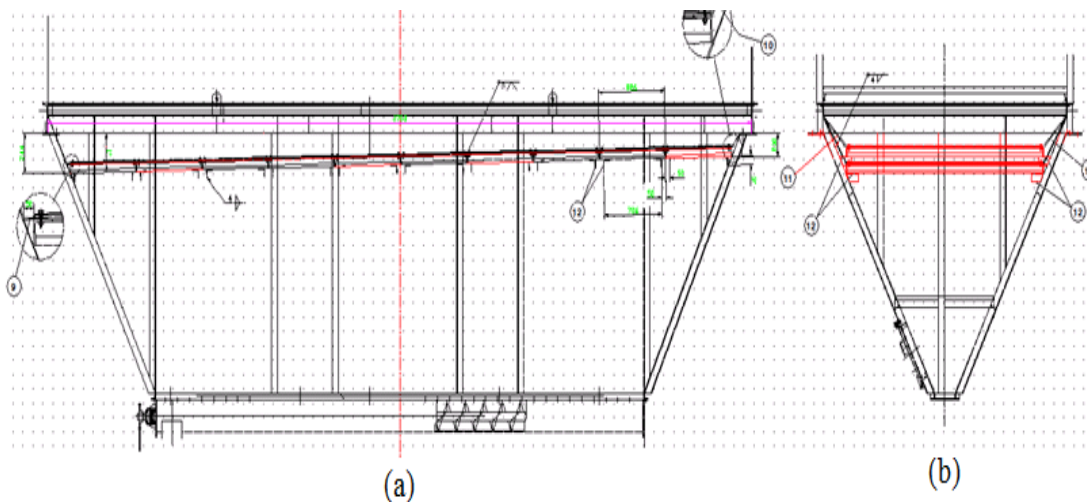


Figura 5.10 - Detalhes do projeto do leito fluidizado do FM 212002 - (a) vista longitudinal do leito inclinado a 1°; (b) vista transversal mostrando o desnível entre a entrada e a saída e boca de descarga do leito no seu chute de saída – fonte: Albras.

A figura 5.11 mostra detalhes da vedação das mantas de fluidização do leito fluidizado na fase de montagem e testes de estanqueidade.



Figura 5.11 - Detalhes da montagem dos módulos do leito fluidizado na moega do FM212002 da Albras.

Os detalhes da montagem do chute de descarga fluidizado inclinado a 9° são mostrados na figura 5.12.



Figura 5.12 - Detalhes da montagem do chute de descarga do leito fluidizado na moega de abastecimento do transporte pneumático em fase densa da alumina reagida – fonte: Albras.

O leito fluidizado com a sua primeira camada de alumina virgem, ainda na fase de testes de escoabilidade, é mostrado na figura 5.13. A escoabilidade da alumina virgem é visível pela formação de camadas e ondas de escoamento ao longo do leito fluidizado.



Figura 5.13 - Primeira camada de alumina formada no leito fluidizado do
212002 – fonte: Albras.

FM

5.4 - RESULTADOS OBTIDOS NA LAVAGEM DOS GASES COM A INTRODUÇÃO DO LEITO FLUIDIZADO

A figura 5.14 mostra a redução da emissão de SO_2 na chaminé do Forno E da Albras após a instalação do FM 212002 e do leito fluidizado de alumina.

O sistema opera bem abaixo do limite legal de $5000\text{g} - \text{SO}_2 / 10^6\text{kcal}$, exigido por lei - meta da figura 5.14.

Até a presente data, o leito fluidizado não apresentou problemas operacionais, substituindo com segurança operacional o transportador helicoidal.

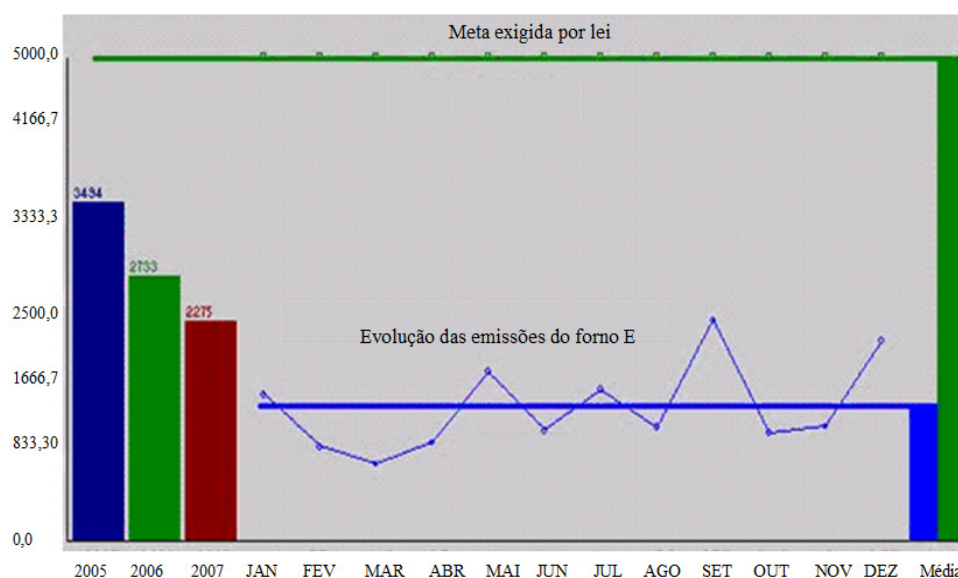


Figura 5.14 - Emissão de dióxido de enxofre na chaminé do forno E – fonte: Albras.

As figuras 5.15 e 5.16 mostram o desempenho da planta (forno de cozimento E) projetada pela parceria UFPA-Albras, comparada com uma planta comercial instalada nos fornos de cozimento C e D (ventilation) da Albras.

O desempenho superior do projeto desenvolvido na Albras foi conseguido com o aumento do contato alumina-corrente dos gases, e um tempo de residência maior da alumina nas mangas filtrantes e no leito de alumina fluidizado. Ajusta-se o valor da pressão diferencial entre a câmara suja e limpa do leito - “set-point”. Se o valor ajustado foi maior que o anterior, a rotação do soprador do leito fluidizado aumenta, reduzindo o tempo de residência da alumina no leito. Se o valor ajustado no “set-point” for menor que o anterior, a rotação do soprador reduz, reduzindo a velocidade superficial de fluidização, e, por conseguinte, aumenta o tempo de residência da alumina no leito.

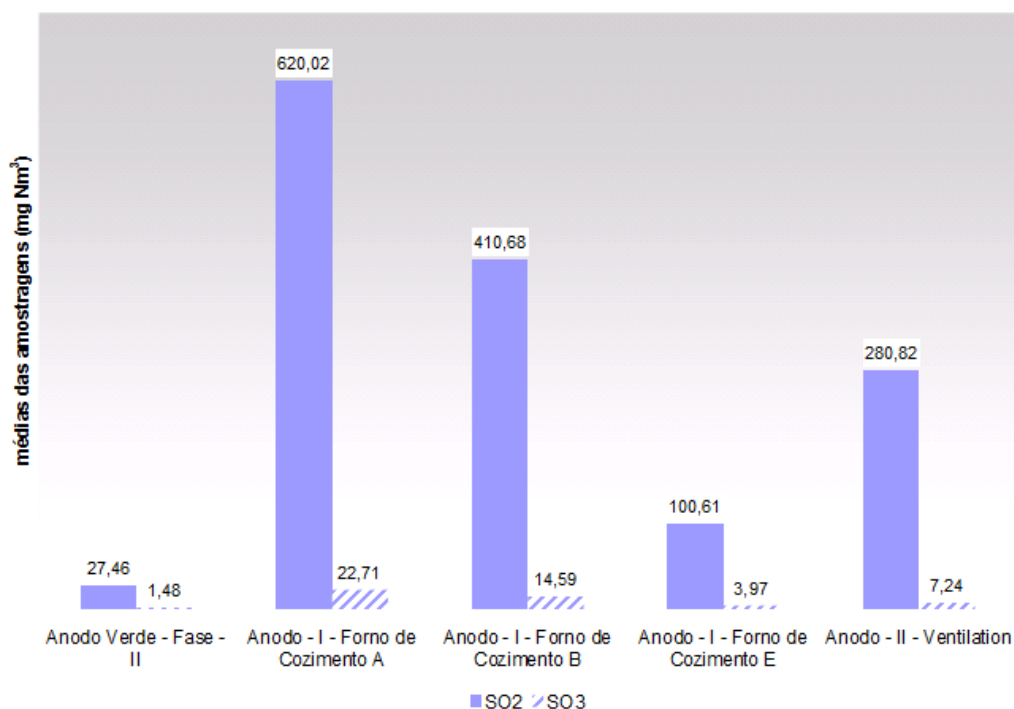


Figura 5.15 - Desempenho da planta de tratamento de gases do forno E comparada com a planta de tratamento convencional de gases dos fornos C e D (ventilation) da Albras no tratamento de SO₂ e SO₃ – fornos A e B sem tratamento de gases.

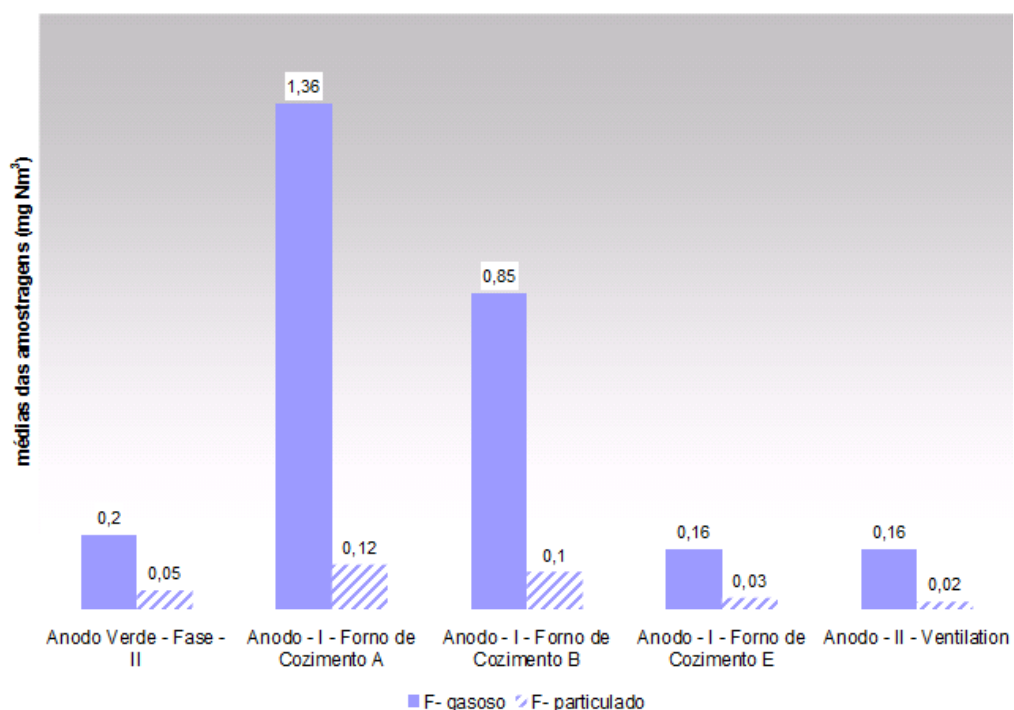


Figura 5.16 - Desempenho da planta de tratamento de gases do forno E comparada com a planta de tratamento convencional de gases dos fornos C e D (ventilation) da Albras no tratamento de ácido fluorídrico – fornos A e B sem tratamento de gases.

CAPÍTULO 6

ESTUDO DE CASO SOBRE TRANSPORTADORES PNEUMÁTICOS FLUIDIZADOS PARA TRANSPORTE DE PÓ DE CROSTA

6.1 - INTRODUÇÃO

A oficina de chumbamento de anodos (OCH) da Albras processa a crosta do banho eletrolítico que vem sobre o butts, resto de anodo, como mostrado na figura 6.1.

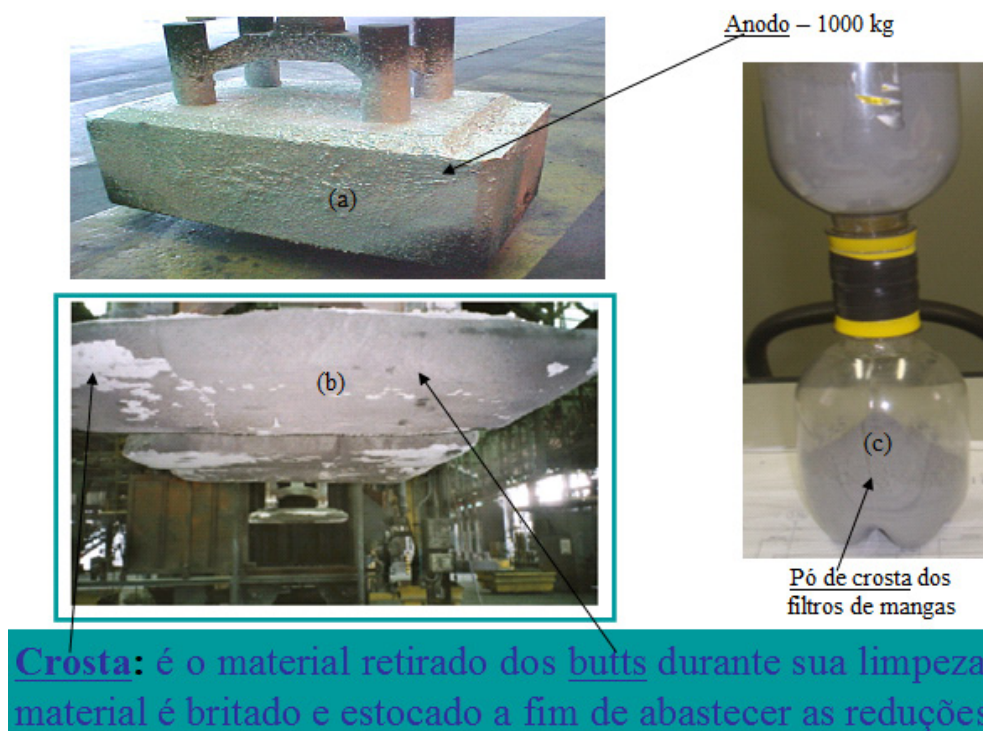


Figura 6.1 - (a) Anodo; (b) Butts após pré- limpeza na jateadora de granalhas para retirada da crosta; (c) Pó de crosta que vem no butts - resto do anodo (~ 200 kg) – fonte: Albras.

O pó de crosta é coletado pelos filtros de mangas (detalhe na figura 6.2 da descarga antiga do FM 223001 sem válvula rotativa) e é descarregado através dos equipamentos de processo da planta de moagem e blendagem de crosta com a alumina no silo de blendagem da empresa Albras.

O arranjo da descarga modificada do FM 223001 com o transportador pneumático fluidizado (tubo fluidizado metálico) é mostrado na figura 6.6.

O material blendado (alumina e crosta) é transportado através de caminhão graneleiro para as salas de cubas da Albras, onde é usado na cobertura dos anodos na cuba eletrolítica como mostrado no fluxograma de processo da figura 1.1 e da sala de cubas ilustrado na figura 1.2.



Figura 6.2 - Detalhes da descarga livre de pó de crosta (sem válvula rotativa) do FM 223001 antes da instalação do tubo fluidizado metálico descrito no capítulo 3 – fonte: Albras.

6.2 - DIMENSIONAMENTO DE TRANSPORTADORES PNEUMÁTICOS FLUIDIZADOS METÁLICOS DE 8” E NÃO METÁLICOS DE 6”

Os cálculos da capacidade de transporte dos transportadores pneumáticos fluidizados (tubos fluidizados metálicos com uma entrada e uma saída) das figuras 3.13 e 3.14 e da figura 6.3 (tubo fluidizado de fibra de vidro de 6” que substituiu o metálico de 8” de mesmo comprimento) foram baseados na equação 3.14.

Os parâmetros listados abaixo e sumarizados nas tabelas 6.1, 6.2, 6.3, 6.4, 6.5 e 6.6 foram obtidos da simulação da equação 3.45 com os dados do estudo sobre o pó de crosta resumido nas tabelas 4.5 e 4.6.

$$\dot{m} = \frac{AVK_1 + BV^2K_2 + \rho_b g K_3}{1000g} \dot{V} \quad (3.45)$$

Onde:

$\dot{m}$ - Vazão mássica ar-pó de crosta do transportador pneumático fluidizado – tabelas 6.2, 6.4 e 6.6 (t/h);

A - Fator viscoso da equação de Ergun - tabelas 6.1, 6.3 e 6.5 ($Pa.s/m^2$);

B - Fator inercial da equação de Ergun - tabelas 6.1, 6.3 e 6.5 (kg/m^4);

V- Velocidade superficial de fluidização - tabelas 6.1, 6.3 e 6.5 (m/s);

V_{mf} - Velocidade mínima de fluidização do pó de crosta (0,36 cm/s);

V_{mff} - Velocidade mínima de fluidização plena do pó de crosta (0,727 cm/s);

μ_a - Fator de atrito interpartículas - tabelas 6.1, 6.3 e 6.5 (-);

θ - Inclinação do leito fluidizado ($0^\circ/2,2^\circ/4^\circ$);

ϕ_i - Ângulo de fricção interna interpartículas do pó de crosta (80°);

g - aceleração da gravidade ($9,81m/s^2$);

$\dot{V}$ - Vazão volumétrica do ar de fluidização - tabelas 6.2, 6.4 e 6.6 (m^3/h);

ρ_b - Massa específica fluidizada do pó de crosta - tabelas 6.1, 6.3 e 6.5 (kg/m^3);

ε_{ff} - Porosidade do leito fluidizado - tabelas 6.2, 6.4 e 6.6 (-);

μ_g - Viscosidade do ar a $33^\circ C$ ($18,87.10^{-6} Pa.s$);

ρ_g - Massa específica do ar a $33^\circ C$ ($1,1756kg/m^3$);

ϕ_s - Esfericidade do pó de crosta 0,344 (-);

d_p - Diâmetro médio do pó de crosta ($36,84.10^{-6}m$);

ρ_s - Massa específica real do pó de crosta ($3220kg/m^3$);

A_{IF} - Área fluidizada do transportador fluidizado ($0,567m^2$, $L = 3,78m$; $1,35m^2$, $L = 9m$ – metálicos) e ($1,0277m^2$, $L = 9m$ – fibra de vidro).



Figura 6.3 - a) Tubo fluidizado metálico de 8"/9 metros substituído após vazamento de pó entre a manta porosa e carcaça; b e c) tubo fluidizado concluído em fibra de vidro de vidro de 6" em fase de instalação, inclinado a 4° capacidade de transporte de até (184,24 t/h – 120 cm / min) de pó de crosta coletada pelo FM 223001 da Albras.



Figura 6.4 - Modificações feitas no FM 223001 para descarga do pó de crosta coletado neste filtro, e descarregada no processo da OCH através do tubo fluidizado metálico de 8"/9m – fonte: Albras.

Tabela 6.1 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8"/3,78m inclinado a 0° - 2,2°.

Vel. Superf. fluidiz. (cm/min)	A Ergun	B Ergun	Massa espec. fluidizada	Fator de atrito fluidizado, μ_g	Coeficientes Equação 3.45 a 0° e 2,2°					
					K_{1-0}	K_{2-0}	K_{3-0}	$K_{1-2,2}$	$K_{2-2,2}$	$K_{3-2,2}$
30	1801511,8	75695,26	710,24	5,53	5,53	5,53	-5,53	5,57	5,53	-5,45
55	1084109,3	54762,27	590,79	5,42	5,42	5,42	-5,42	5,46	5,42	-5,35
90	603872,53	38234,87	471,33	5,28	5,28	5,28	-5,28	5,31	5,27	-5,20
120	431746,23	31303,37	411,6	5,16	5,16	5,16	-5,16	5,20	5,16	-5,08

Tabela 6.2 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8''/3,78m inclinado a 0° e 2,2°.

Vazão mássica do leito (t/h) - 0°	Vazão mássica do leito (t/h) - 2,2°	Vazão vol. do ar (m ³ /h) a 33°C	Porosidade do leito	Pressão (Pa/m)
11,76	12,67	10,20	0,779347	6967,48
42,93	44,47	18,71	0,816459	5795,61
73,26	75,40	30,62	0,853571	4623,73
99,08	101,68	40,82	0,872127	4037,80

Tabela 6.3 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8''/9,0m inclinado a 0° e 4°.

Vel. Superf. fluidiz. (cm/min)	A Ergun	B Ergun	Massa espec. fluidizada	Fator de atrito fluidizado, μ_g	Coeficientes Equação 3.45 a 0° e 4°					
					K_{1-0}	K_{2-0}	K_{3-0}	K_{1-4}	K_{2-4}	K_{3-4}
30	1801511,8	75695,26	710,24	5,53	5,53	5,53	-5,53	5,59	5,51	-5,38
55	1084109,3	54762,27	590,79	5,42	5,42	5,42	-5,42	5,48	5,51	-5,27
90	603872,53	38234,87	471,33	5,28	5,28	5,28	-5,28	5,28	5,28	-5,13
120	431746,23	31303,37	411,60	5,16	5,16	5,16	-5,16	5,16	5,16	-5,02

Tabela 6.4 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado metálico de 8''/9,0m inclinado a 0° e 4°.

Vazão mássica do leito (t/h) - 0°	Vazão mássica do leito (t/h) - 4°	Vazão vol. do ar (m ³ /h) a 33°C	Porosidade do leito	Pressão (Pa/m)
28,00	31,90	24,30	0,779347	6967,48
102,21	108,78	44,55	0,816459	5795,61
174,43	179,66	72,90	0,853571	4623,73
235,91	242,00	97,20	0,872127	4037,80

Tabela 6.5 - Parâmetros para simulação numérica da equação 3.45 para pó de crosta usada no transportador fluidizado não metálico de 6''/9,0m inclinado a 0° e 4°.

Vel. Superf. fluidiz. (cm/min)	A Ergun	B Ergun	Massa espec. fluidizada	Fator de atrito fluidizado, μ_g	Coeficientes Equação 3.45 a 0° e 4°					
					K_{1-0}	K_{2-0}	K_{3-0}	K_{1-4}	K_{2-4}	K_{3-4}
30	1801511,8	75695,26	710,24	5,53	5,53	5,53	-5,53	5,59	5,51	-5,38
55	1084109,3	54762,27	590,79	5,42	5,42	5,42	-5,42	5,48	5,51	-5,27
90	603872,53	38234,87	471,33	5,28	5,28	5,28	-5,28	5,28	5,28	-5,13
120	431746,23	31303,37	411,60	5,16	5,16	5,16	-5,16	5,16	5,16	-5,02

Tabela 6.6 - Parâmetros resultantes da simulação numérica da equação 3.45 para vazão mássica ar-pó de crosta usada no transportador fluidizado não metálico de 6”/9,0m inclinado a 0° e 4°.

Vazão mássica do leito (t/h) - 0°	Vazão mássica do leito (t/h) - 4°	Vazão vol. do ar (m ³ /h) a 33°C	Porosidade do leito	Pressão (Pa/m)
21,32	24,28	18,50	0,779347	6967,48
77,81	82,82	33,92	0,816459	5795,61
132,80	136,78	55,50	0,853571	4623,73
179,61	184,24	74,00	0,872127	4037,80

Considera-se para efeito de projeto, a concentração de 5 a 50 g/m^3 de material particulado coletado por um filtro de manga. Portanto, para o FM 223001 de 80000 m^3/h teremos uma vazão máxima de 4,0 t/h de material particulado coletado e a ser descarregado através do transportador pneumático fluidizado projetado para descarregar o pó de crosta no processo para blendagem com alumina.

Quando o primeiro tubo fluidizado foi projetado em 2009, a equação 3.45 ainda não tinha sido deduzida para fins de projetos de “airslide” e quando não se tem o domínio matemático do que se projeta, utiliza-se uma abordagem mais conservativa, e por essa razão, a opção de um tubo de 8” com capacidade bem superior a geração de material particulado captado pelo FM 223001, como mostrado nas tabelas 6.2 e 6.4. Os tubos fluidizados metálicos usam muitos parafusos para garantir a estanqueidade junta de vedação-manta porosa-carcaça do transportador fluidizado. O aperto da junta pode danificar a manta porosa. O tubo fluidizado metálico das figuras 3.14/6.4 é constituído por três módulos flangeados, fluidizados através de mangueiras. Pelas razões expostas, esse tubo apresentou vazamento precoce no segundo módulo causando bastante vazamento de pó na instalação. Diante deste problema resolveu-se projetar um tubo fluidizado construído em fibra de vidro para substituir o tubo avariado.

Pelas simulações feitas, usando a equação 3.45, um tubo fluidizado de 4” atenderia ao projeto, mas como toda a estrutura do tubo metálico de 8” já estava disponível, optou-se por um tubo fluidizado não metálico de 6” mostrado na figura 6.3.

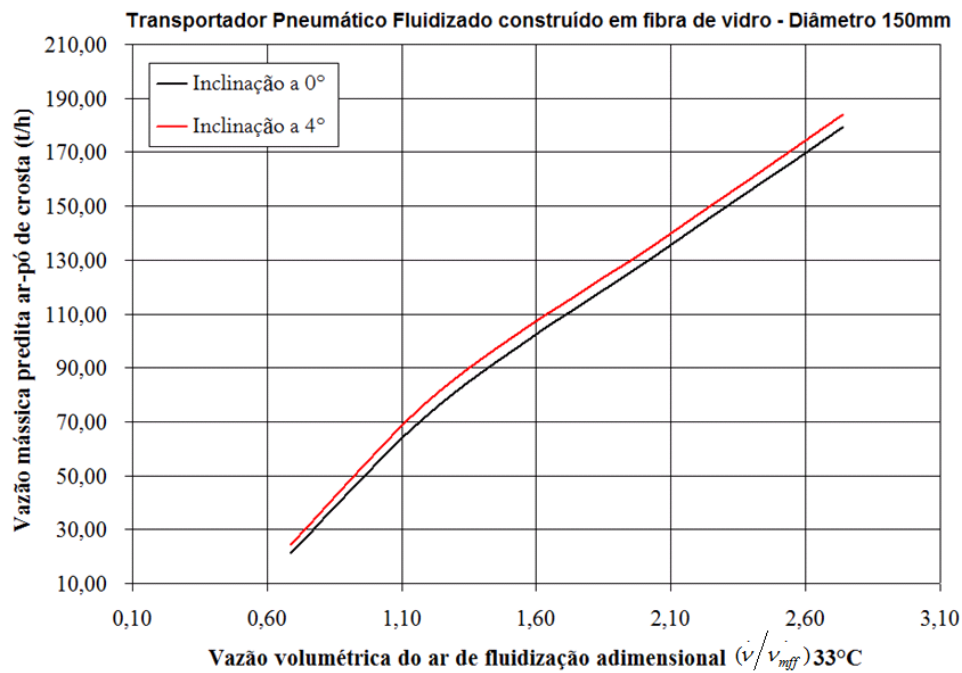


Figura 6.5 - Vazão mássica ar-pó de crosta predita versus vazão volumétrica do ar de fluidização adimensional a 33°C - $\dot{v}_{mff} = 27 m^3 / h$ / diâmetro 150 mm.

A tabela 6.6 sumariza os resultados numéricos para inclinação de 0° e 4° e a figura 6.5 mostra a análise gráfica dos resultados numéricos da tabela 6.6. Observa-se na tabela e no gráfico uma vazão mínima de 24,28 t/h bem superior as 4,0 t/h de pó de crosta geradas no processo e captadas pelo FM 223001.

CAPÍTULO 7

CONCLUSÕES

Esta tese de doutorado mostra mais uma vez que é viável a parceria entre a indústria e a academia, pois gera benefícios para a academia com a produção de trabalhos científicos, havendo a solução de problemas nos processos industriais com a redução de desperdícios de matéria-prima e energia, aumentando dessa forma a produtividade da indústria nacional. Finalmente, ganha a sociedade como um todo, com a criação de tecnologias que agregam conhecimento para as indústrias e para as academias na formação de cientistas, focando a resolução de problemas que afligem o futuro das novas gerações relacionado ao desenvolvimento sustentável do nosso parque industrial.

Com relação à metodologia de cálculo da velocidade mínima de fluidização de materiais particulados, conclui-se que a equação 2.43 proposta nesta tese consegue viabilizar soluções de boa qualidade, tanto para alumina quanto para o pó de crosta, com erro absoluto do valor predito em relação ao experimental menor que 0,5% para alumina e menor que 2% para o pó da crosta.

O laboratório de fluidização montado na planta de tratamento de gases (PTG) da Albras agregou conhecimentos sobre o escoamento da alumina que podem ser usados pelos futuros pesquisadores em suas pesquisas relacionadas com fluidização dessa matéria-prima usada na produção de alumínio primário.

Com relação à metodologia de cálculo da capacidade de transportadores pneumáticos fluidizados, conclui-se que a equação 3.45 proposta nesta tese consegue viabilizar com segurança o projeto desses transportadores, dispensando a necessidade da construção de protótipos comuns neste tipo de projeto, devido ao seu empirismo desde a sua concepção no século XIX. A equação proposta mostrou resultados bastante coerentes com os ensaios de mangueiras fluidizadas realizados no laboratório da empresa Trelleborg Engineering Systems tanto para alumina, como para o negro de fumo (“fly ash”) e o cimento muito semelhante à classificação de GELDART (1973) para o pó de crosta.

As equações 4.2 e 4.3 modelam de forma razoável o escoamento da alumina fluoretada. O coeficiente de atrito interno interpartículas calculado pela equação 3.29 é a tangente do ângulo de fricção interno interpartículas calculado pela equação 4.3 usado na equação 4.45 reflete bem a redução de atrito em escoamento em calhas e em tubos fluidizados.

A invenção do transportador pneumático fluidizado de forma circular em fibra de vidro é uma grande contribuição tecnológica da tese, pois reduz significativamente o

consumo de energia com a redução da taxa kWh/ton no transporte de materiais particulado usados nos processos industriais.

Por fim, conclui-se que as equações propostas nesta tese, com fins de cálculo da velocidade mínima de fluidização e dimensionamento de transportadores pneumáticos fluidizados ou “airslide”, têm boa aplicação nos processos industriais que envolvem o manuseio de material particulado, como se pode constatar no processo de fabricação do alumínio primário, tanto na aplicação de lavagem a seco de gases em leitos fluidizados – transferência de massa gás-sólido (estudo de caso discutido no capítulo 5), quanto no dimensionamento de transportador pneumático fluidizado – transferência de quantidade de movimento gás-sólido (estudo de caso discutido no capítulo 6) da tese.

Finalmente, conclui-se que os desafios tratados pelo autor dessa tese com a Albras e com a UFPA foram superados, justificando o trinômio adotado na universidade (Ensino – Pesquisa e Extensão) com a produção de um trabalho científico inédito na área de fluidização de materiais sólidos particulados. Procurou-se projetar um sistema único e, consequentemente, diferente dos encontrados no mercado e a um custo imbatível, viabilizando a execução dessa tecnologia no processo produtivo da indústria de alumínio primário e colocando o nosso País na trilha dos Países que investem na formação de pesquisadores agregadores de tecnologia, objetivando tirar o Brasil, e no nosso caso, a região Amazônica da dependência tecnológica de outros países.

SUGESTÕES PARA ESTUDOS FUTUROS

- 1) Inclusão da coluna H de material na equação 3.45;
- 2) Otimização da área fluidizada do transportador pneumático fluidizado desenvolvido nesta tese;
- 3) Estudo de transportador pneumático fluidizado e pressurizado para operação com inclinação de 0° a 90°;
- 4) Continuação do ajuste da equação 3.45 com dados experimentais de outros materiais particulados usados nos processos industriais.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFIAS

- ABRAHAMSEN, A. R. and GELDART, D., Behavior of gas fluidized beds of fine powders. I. Homogenous expansion, Powder Technology, Vol. 26, 35, (1980).
- ALAVI, S. and CAUSSAT, B., Experimental study on fluidization of micronic powders. Powder Technology, Vol. 1 pp. 114 – 120 (2005).
- ASTM Standard D2638: Standard Test Method for Real Density of Calcined Petroleum Coke by Helium Pycnometer. ASTM International, www.astm.org.
- ASTM Standard D1895: Standard Test Method for Apparent Density, Bulk Factor, and Pourability of Plastic Materials. ASTM International, www.astm.org.
- BASKAKOV, A. P. and SKANCHKOVA, S. S., Fluidization on an inclined gas distributor with a very low pressure drop; hydrodynamics. heat transfer, industrial application, Powder Technology, Vol. 121, pp. 131 – 137 (2001).
- BASU, P., Combustion Gasification in Fluidized Beds, Taylor & Francis Group, Halifax (2006).
- BI, HT. and GRACE, JR., Flow Regime Diagrams for Gas-Solids Fluidization and Upward Transport. Int. J. Multiphase Flows. Vol. 21, pp. 1229 – 1236 (1995).
- SAU, D. C., MOHANTY, S., BISWAL, K. C., Minimum fluidization velocities and maximum bed pressure drops for gas-solid tapered fluidized beds (2007).
- BOTTERILL, J. S. M., ABDUL-HALIM, B. H., The Open Channel Flow of Fluidized Solids, Powder Technology, Vol. 23, pp. 67 – 78 (1978).
- BOTTERILL, J. S. M., BESSANT, D. J., The Flow Properties of Fluidized Solids, Powder Technology, Vol. 14, pp. 131 – 137 (1975).
- BOTTERILL, J. S. M., VAN DER KOLK, M., The Flow of Fluidized Solids, Powder Technology, Vol. 6, pp. 343 – 351 (1972).
- BROWN, R.L. AND RICHARDS, J.C., Principles of Powder Mechanics Pergamon. Oxford (1970).
- BROWN, G. G. *et al.*, Unit Operations, Wiley, New York (1950).
- CAQUOT, A., Stabilité des Terres pulvérêntes et cohêrentes, Paris, Gautbier Villars (1934).

- CARMAN, P. C., Fluid Flow through Granular Beds, Trans. Inst. Chem. Engrg, Vol. 15, No. 1, London, pp. 150-166 (1937).
- CARR, R. L., Classifying flow properties of solids, Chem. Engng, Vol. 72, pp. 69 – 72 (1965).
- CHOK, V. S., GORIN, A., CHUA, H. B., Minimum and complete fluidization velocity for sand-palm shell mixtures, Part I: Fluidization behavior and characterization velocities. American Journal of Applied Science 7 (6), pp 763 – 772 (2010).
- COLTTTERS, R. and RIVAs, A.L., Minimum fluidization velocity correlations in particulate systems. Powder Technology Vol. 147 pp. 34 – 48 (2004).
- DECHSIRI, C., Ph.D Thesis, Particle Transport in Fluidized Beds – Experiments and Stochastic Models, Rijksuniversiteit Groningen (2004).
- DIETMAN, S., Powder and Bulk Solids, Behavior, Characterization, Storages and Flow, Spriger Heidelberg, New York (2007).
- DONSÌ, G. FERRARI, G, POLETTTO, M. and RUSSO P., Aggregative Behaviour of Cohesive Magnesium Carbonate Powder during Fluidization and Aerated Discharge, Università degli Studi de salerno, kona N° 21 (2003).
- D. P. O'DEA, V. RUDOLPH, Y. O. CHONG, L. S. LEUNG., Powder Technology Vol. 63. pp 169 – 178 (1990).
- ERGUN, S., Fluid Flow through Packed Columns, Chem. Engrg. Progress, Vol. 48, No. 2, pp. 89 – 94 (1952).
- FELIPE, C. A. S. ROCHA, S. C. S., Prediction of minimum fluidization velocity of gas-solid fluidized beds by pressure fluctuation measurements – Analysis of the standard deviation methodology. Powder Technology 174, pp 104 – 113 (2007).
- FORMISANI, B. GIRIMONTE, R., Experimental analysis of the fluidization process of binary mixtures of solids. Kona, pp 66 – 75 (2003).
- GELDART, D., Types of Gas Fluidization, Powder Technology, 7, 285 – 292 (1973).
- GIDASPOW, D., Multiphase flow and fluidization. Academic Press, San Diego (1994). McGraw Hill, New York (1976).
- GREWAL, N. S. and SAXENA, S. C., Comparison of commonly used correlations for minimum fluidization velocity of small solid particles, Powder Technology, 26, 229 – 234 (1980).

- GUPTA. C. K., AGRAWAL, V. K., SINGH, S. N., SESHADRI, V. MILLS, D., An experimental investigation on a fluidized motion conveying system, Powder Technology, Vol. 167, pp. 72 – 84 (2006).
- GUPTA. C. K., AGRAWAL, V. K., SINGH, S. N., SESHADRI, V. MILLS, D., PRAKASH, C., Prediction of minimum fluidization velocity for fine tailing materials, Powder Technology, Vol. 196, pp. 263 – 271 (2009).
- GUPTA. C. K., AGRAWAL, V. K., MILLS, D., A model for fluidized motion conveyor transporting fly ash, Experimental Thermal and Fluid Science, Vol. 34, pp. 1042 – 1048 (2010).
- HAIDER, A. and LEVENSPIEL, O., Drag coefficient and terminal velocity of spherical and non-spherical particles, Powder Technology, Vol. 58, 63, (1989).
- Handbook of Fluidization and Fluid - Particle Systems, edited by Wen-Ching Yang, Marcell Dekker, New York (2003).
- HANROT, J. P., Multipoint feeding of hoppers, mounted on Aluminum Smelter pots, by means of potential fluidization piping, Light Metals, New Orleans, pp. 103 - 109 (1986).
- INCERPI, P. H. Dissertação de mestrado, Incerteza de Medição – Método proposto para análise da conformidade do projeto, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, (2008).
- ISEMIN, R.L.,MIKHALEV, A. V.,VIRYASOV, D. M.,KUZMIN, S. N., Prediction of minimum fluidization velocity of a binary density system using pressure fluctuation in a fluidized bed, Advances in Control, Chemical Engineering, Civil and Mechanic Engineering. (2010).
- ISHIDA, M., HATANO, H., SHIRAI. T.,The flow of solid particles in an aerated inclined channel, Powder Technology, Vol. 27, pp 7 - 12 (1980).
- JONES, D. R. M., Ph.D Thesis, Liquid analogies for Fluidized Beds, University of Cambridge, Cambridge (1965).
- KARPPANAN, E., Ph.D Thesis, Advanced Control of an Industrial Circulating Fluidized Bed Boiler using Fuzzy Logic, Oulu University, Finland (2000).
- KIRBAS, G. M., Ph.D Thesis, Solids Motion and Mixing in High-Density Fluidized Beds, University of British Columbia (2004).

- KLINZING, G. E., MARCUS, R. D., RISK, F., LEUNG, L. S., *Pneumatic Conveying of Solids – A Theoretical and Practical Approach*, second edition, Chapman Hall. (1997).
- KLINZING, G. E., *Gas Solid Transport*, McGraw Hill, New York (1981).
- KOBAYASHI, T., MUKAI, T., KAWAGUSHI, T., TANAKA, T., TSUJI, Y., DEM
Analysis on Flow Patterns of Geldart's Group A Particles in Fluidized Bed.
Proceeding of the World Congress on Particle Technology, paper 178, Sydney (2002).
- KOZENY, J.S.B. *Akad. Wiss. Wien. Abt. IIa*, 136-271 (1927).
- KOZIN, V. E., BASKAKOV, A. VUZOV, P., IZV., *Neft i Gas* 91 (2) (1996).
- KNIPERS, J. A. M., VAN DER HOEF, M. A., YE, M., *The Effects of Particle and Gas Properties on the Fluidization of Geldart A Particles*, University of Twente, Netherlands, Chemical Engineering Science (2005).
- KUNII, D. and LEVENSPIEL O., *Fluidization Engineering*, second edition, Butterworth-Heinemann, Boston (1991).
- KUSAKABE, K., KURIYAMA, T., MORROKA, S., *Powder Technology* Vol. 58 pp. 125 – 130 (1989).
- Kuprianov *et al.*, *Theoretical and experimental study on hydrodynamic characteristic of fluidization in air-sand conical beds*. (2007).
- LATKOVIC, D., LEVY, E. K., *The Flow Characteristic of Fluidized Magnetite Powder in an Inclined Open Channel*, *Powder Technology*, Vol. 67, pp. 207 – 216 (1991).
- LEVA, M., *Fluidization*, McGraw-Hill, New York (1959).
- LEVENSPIEL, O., *Engenharia das Reações Químicas*, 3ª edição, Editora Edgard Blücher LTDA (2000).
- LI, H., *Ph.D Thesis, Impact of Cohesion Forces on Particle Mixing and Segregation*, University of Pittsburgh (2005).
- McCABE, W. L. and SMITH, J. C., *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3rd edition, McGraw Hill, New York (1976).
- McGuigan, S. J., *Ph.D Thesis, University of Aston, Birmingham, England* (1974).
- MELO, B., *Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Itajubá*. (2008).
- MEZZARI, I. A., *Dissertação de Mestrado, Utilização de carvões adsorventes para o tratamento de efluentes contendo pesticidas. Florianópolis, Curso Pós-Graduação em Engenharia Química, UFSC*, (2002).

- MILLER, C. O. and LOGWINUK, A. K., Ind. Eng. Chem., 43, 1220 (1951).
- MILLS, D., Pneumatic Conveying Design Guide, Butterworths, London, (1990).
- MILLS, D., JONES, M., AGARWALL, V., Handbook of Pneumatic Conveying Engineering, Marcell Dekker, New York (2004).
- MOLERUS, O., Interpretation of Geldart's type A, B, C and D powders by taking into account interparticle cohesion forces, Powder Technology, Vol. 33, pp 81 – 87 (1982).
- NEUMAN, B. S., Herman, J. J., Flow Properties in Disperse Systems. North-Holland Publishing Co. Amsterdam (1953).
- OMMEN, Introduction to Fluidized Bed Technology, Glatt Seminar, Delft University of Technology, (2003).
- PAUL, A. WEBB, Micrometrics Instruments Corporation, Norcross, Georgia (2001).
- PUCHYR, D., Ph.D Thesis, A Predictive Model for a Circulate Fluidized Bed riser Reactor, Calgary, Alberta (1998).
- RAO, M. M. THARUMARAJAN, S., Experimental investigations on fluidized gravity conveying. Bulk Solids Handling, Vol. 6, pp 99 – 103 (1986).
- ROZAINNE, T. M. KUMORO, A. C., Effect of operating parameters on the minimum fluidization velocity of an inclined fluidized bed. Jurnal Teknologi, 38, pp 25 – 36 (2003).
- RHODES, M. J., Introduction to Particle Technology, John Wiley & Sons, Chichester, England (1998).
- ROY, G. K. SENGUPTA, P., Relationship between the onset of semi-fluidization velocity & the minimum fluidization velocity. Indian Journal of Technology, Vol. 10, pp 397 – 399 (1972).
- SALEH, K., CAMI, X. B., THOMAS, A., GUIGON, P., An Experimental Study on Fluidization Behaviour of Geldart C Glass Powders, Copiegne University of Technology, Kona, N° 24, pp. 134 – 145 (2006).
- SEVILLE, J. P. K., WILLETT, C. D., KNIGHT, P. C., Interparticles forces in fluidization: a review. Powder Technology 113, 261 – 268 (2000).
- SILVA, A., SEGADÃES, A., DEVEZAS, T., Modelagem Estatística da Reologia a Seco de Sistemas de Partículas de Alumina, Engenharias 2005 – Inovação e Desenvolvimento, UBI, Covilha, Portugal (2005).

- SINGH, R. K., SURYANARAYANA, A., ROY, G. K., Prediction of bed fluctuation ratio for gas-solid fluidization in cylindrical and non-cylindrical beds, *Indian Journal of Chemical Technology*, Vol. 13, pp. 139 – 143 (2006).
- STANOGEVIĆ, M., RADIC, D., JOVOVIC, A., PAVLOVIC, M., KARAMARKOVIC, V., The Influence of Variable Operating Conditions on the Design and Exploitation of Fly Ash Pneumatic Transport systems in Thermal Power Plants, University of Belgrade, Serbia, *Brazilian Journal of Chemical Engineering* (2008).
- SUKSANKRAISORN, K., PATUMSAWAD, S., FUNGTAMMASAN, B., Prediction of minimum fluidization velocity from correlations: An observation. *Asian J. Energy Environ.* Vol. 2, issue 2, pp 145 – 154 (2001).
- THARUMARAJAN, S., Master Thesis, Studies on fluidized gravity conveying. Indian institute of Technology, Dept° of Mechanical Engineering. Madras (1985).
- THONGLIMP, V., HIQUILY, N. And LAGUERIE, C., Vitesse minimale de fluidisation et expansion dès couches de mélanges de particules solides fluidisées par un gaz. *Powder Technology* 39, pp 223 – 239 (1984).
- TURTON, R., COLAKYAN M., LEVENSPIEL O. *Powder Technology* Vol. 53 pp. 195 – 203 (1987).
- UCHIDA, S. and FUJITA, S. *J. Chem. Soc., Ind. Eng. Section. Japan.* 37, 1578, 1583, 1589, 1707 (1934).
- VASCONCELOS, P. D. S., Dissertação de Mestrado, Transporte Pneumático de Finos de Carbono em fase Diluída: Estudos de Casos na empresa Albras Alumínio Brasileiro AS, UFPA, Belém (2005).
- VASCONCELOS, P. D. S., Trabalho de conclusão do curso de licenciatura plena em química, Lavagem a seco de gases do Processo de Fabricação de Anodos na Indústria de Alumínio Primário, CEFETPA, Belém (2007).
- VASCONCELOS, P. D. S. e MESQUITA, A. L. A., Gas-Solid Flow Applications for Powder Handling in Industrial Furnaces Operations, Capítulo 10 do livro *Heat Analysis and Thermodynamics Effects* ISBN 978-953-307-585-3, Editora Intech, Rijeka (2011).
- WEDDE, G., SORHUSS, A., OSE, S., BJARNO, O., ALFEED, A new Alumina Feeding System to Aluminum Pots, *Light Metals*, Seattle, pp 311 – 314 (2010).

- WEN, C. Y. and YU, Y. H., Mechanics of Fluidization, Chem. Engrg. Progress Symp. Series, Vol. 62, No. 62, pp. 100 – 111 (1966).
- WOLF, A., HILGRAF, P., ALTMANN-RINCK, M., A new Alumina distribution and Feeding System for Aluminum reduction cells, Light Metals, Orlando, pp 223 – 228 (2007).
- WOODCOCK, C. R., MASON, J. S., Proc, 'Pneumotransport 4'4th Int. Conf. Pneumatic Transport of Solids in Pipe, BHRA Fluid Engineering, Cranfield (1978).
- WORMSBECKER, M. Ph.D Thesis, Study of Hydrodynamic behaviour in Conical Fluidized Bed Dryer using Pressure Fluctuation Analysis and X-Ray Densitometry, University of Saskatchewan Saskatoon (2008).
- WONG, A. C. Y., Use of angle of repose and bulk densities for powder characterization and the prediction of minimum fluidization and minimum bubbling velocities, Chemical Engineering Science Vol. 57, pp. 2635 – 2640 (2002).
- <WWW.ALBINT.COM>. ACESSO EM: 20 SET. 2010.
- <WWW.ALCANALES.COM>. ACESSO EM: 22 SET. 2010.
- <WWW.CLAUDIUSPETERS.COM>. ACESSO EM: 22 SET. 2010.
- <WWW.FLSMIDTH.COM>. ACESSO EM: 20 SET. 2010.
- <WWW.MKICORP.COM>. ACESSO EM: 22 SET. 2010.
- <WWW.MUEHLEN-SOHN.DE>. ACESSO EM: 20 SET. 2010.
- <WWW.TRELLEBORG.COM>. ACESSO EM: 22 SET. 2010.
- YAMAZAKI, R., SUGIOKA, R., ANDO, O. and JIMBO, G. Minimum Velocity for Fluidization on an Inclined Fluidized Bed. Kagaku Ronbunshu. pp. 219 – 225 (1989).
- YANG, W. C. A mathematical definition of choking phenomenon and a mathematical model for predicting choking velocity and choking voidage, AIChE J., Vol. 21, 1013 (1975).

A ALBRAS – ANEXO A

Em 1967, com a descoberta da reserva de bauxita em Trombetas surgiu a Mineração Rio do Norte (MRN), com a participação da Companhia Vale do Rio Doce (CVRD).

O envolvimento da Vale na mineração da bauxita despertou o interesse dos japoneses, tradicionais parceiros comerciais da Vale. Surgiram, então, inúmeros estudos visando o beneficiamento da bauxita na própria região, mais especificamente em Trombetas. A conclusão desses estudos, em 1976, resultou em um comunicado conjunto dos governos do Brasil e do Japão, segundo o qual os dois países comprometiam-se a cooperar na construção, no Estado do Pará, de um complexo industrial para a produção de alumínio a partir da bauxita encontrada em Trombetas. Parte substancial da produção seria adquirida pelos japoneses para o seu consumo próprio.

Como consequência do Comunicado Conjunto Brasil - Japão foi constituída a empresa ALBRAS - Alumínio Brasileiro S/A, cujos acionistas são:

- CVRD - Companhia Vale do Rio Doce atual Vale (através de sua subsidiária ALUVALE-Vale do Rio Doce Alumínio S/A), com 51% do capital;
- NAAC - Nippon Amazon Aluminium Co. Ltd., com 49% do capital.

A NAAC é um consórcio de 33 empresas e entidades japonesas, tais como empresas de alumínio, consumidores, um banco privado, trading companies, e o governo do Japão, este que é o maior participante do fundo através do The Overseas Economic Cooperation Fund (OECF).

A fábrica da ALBRAS foi implantada em duas fases, cada uma com capacidade nominal de 160 mil toneladas por ano. A Fase I foi inaugurada em outubro de 1985 e a Fase II atingiu plena atividade em 1991, e de maneira gradativa vem melhorando seus processos e produtos. O custo total de implantação da ALBRAS foi de US\$ 1,44 bilhões (trinta por cento dos recursos provenientes de capital de risco dos acionistas e setenta por cento sob forma de empréstimos junto a bancos japoneses e brasileiros).

Sua trajetória histórica é marcada pela evolução de seu modelo de gestão empresarial. Em 2007, atingiu a produção de 460 mil toneladas. Para que chegasse a esse nível de produção e produtividade. No final do século passado, já a posicionava entre as cinco mais competitivas indústrias de alumínio do mundo.

Em 2010 a Vale, vendeu os seus 51% na Albras para empresa Norueguesa Norsk Hydro, permanecendo a NAAC com 49% do capital da Albras.

Para a produção de alumínio, a ALBRAS adotou a tecnologia da Mitsui Aluminium Co. Ltda. do Japão para fornos de anodos pré-cozidos. A figura A1.1 ilustra o fluxo produtivo e o uso dos principais insumos da ALBRAS.

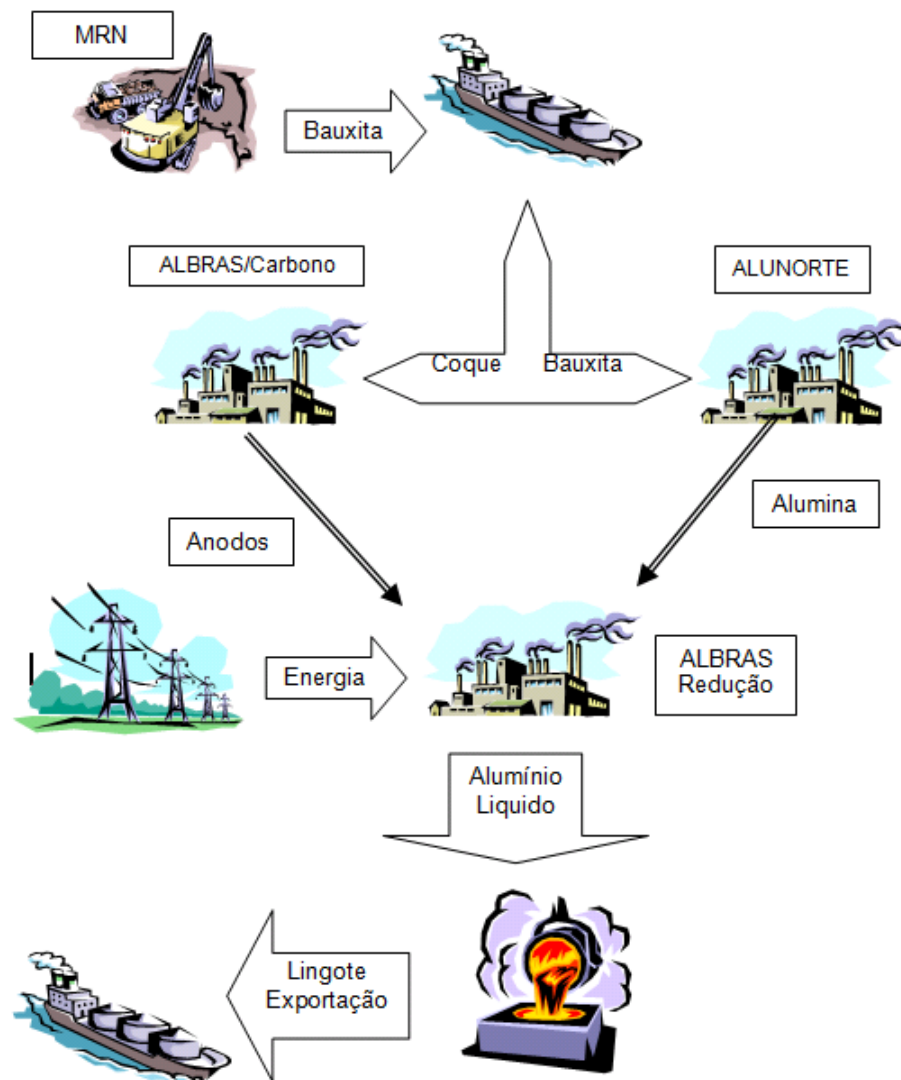


Figura A1.1 - Ilustração do fluxo produtivo e principais insumos da Albras – fonte: Albras.

Nos seus primeiros dez anos de operação, a ALBRAS utilizou alumina importada de diversos países como Estados Unidos, Suriname ou Venezuela.

Com a entrada em produção da ALUNORTE, em 1995, passou-se a ter esse insumo fornecido pela empresa vizinha, que utiliza a bauxita de Trombetas, completando o ciclo da produção do alumínio paraense e evitando a importação.

O produto final da ALBRAS é o lingote de alumínio com cerca de 22 kg e pureza superior a 99,7%. A fábrica também está equipada para produzir “lingotões” (“sows”) de cerca de 500 kg e ligas especiais.

1.1 - PRODUÇÃO DO ALUMÍNIO

O processo de produção do alumínio é feito pela redução eletrolítica da alumina (que é originária da bauxita), dissolvida num banho de fluoretos fundidos em fornos revestidos de carbono (processo Hall-Héroult). A passagem da corrente elétrica do anodo para o catodo decompõe a alumina em alumínio e oxigênio. O alumínio líquido é transferido em cadinhos para fornos de espera, e daí para o lingotamento.

Com 7,3%, o alumínio é o terceiro elemento químico em abundância na crosta terrestre, vindo atrás apenas do oxigênio e do silício. Entretanto, devido a sua reatividade, o alumínio nunca é encontrado na forma metálica na natureza. Praticamente todo o alumínio é obtido a partir da bauxita e da criolita, mas pode ser encontrado também em minerais primários, como silicatos simples e duplos, dos quais os mais comuns são o grupo dos feldspatos, o caulim, os minerais leucita, mica e outros.

Os principais insumos e consumos para a produção de uma tonelada de alumínio primário estão na tabela A1.1:

Tabela A1.1 - Insumos para produção de uma tonelada de alumínio primário.

INSUMO	CONSUMO
Alumina	1930 Kg
Coque	405 Kg
Piche	100 Kg
Criolita	12 Kg
Fluoreto de alumínio	23 Kg
Energia elétrica	15.400 Kwh

O químico inglês Sir Humphry Davy, em 1807, foi o primeiro a obter sucesso parcial na tentativa de obtenção do alumínio. Ele isolou através de um método eletro-termo-químico, pequenas porções da liga Al-Fe. Um alumínio mais puro foi obtido pelo físico-químico dinamarquês Hans Christian Oersted, em 1825, e pelo físico alemão Friedrich Wöhler, em 1845. O primeiro projeto para a produção industrial do alumínio foi idealizado pelo químico francês Henri Siant-Claire Deville, em 1855 (fonte: Manual de treinamento sobre fabricação do alumínio - ALBRAS).

O processo eletrolítico moderno de produção de alumínio foi descoberto quase simultaneamente, e de forma completamente independente, por Charles M. Hall, nos Estados Unidos, e Paul-Louis Toussaint Héroult, na França. Este processo passou a ser conhecido como Hall-Héroult e, apesar dos refinamentos tecnológicos, permanece basicamente o mesmo há mais de 100 anos, além de ser o único utilizado em escala industrial.

A operação do processo Hall-Héroult se realiza pela eletrólise da alumina em fusão, em que se empregam fornos especiais, mais propriamente cubas ou células eletrolíticas. A alumina purificada é dissolvida em criolita fundida e sofre eletrólise pela ação de corrente direta a baixa voltagem. Sob a influência da corrente, o oxigênio da alumina (Al_2O_3) é depositado no anodo e é liberado como dióxido de carbono, enquanto que o alumínio líquido liberado é depositado no pólo inferior da célula. O alumínio fundido é retirado periodicamente.

O processo é contínuo e basta adicionar alumina à proporção que for sendo decomposta e consumida. Depois de retirado da cuba, o alumínio é novamente fundido e reduzido a lingotes, contendo, sob essa forma, de 98 a 99,5% de teor metálico. Pode-se obter um produto com maior grau de pureza submetendo-o a um novo refino.

No processo Hall-Héroult, o carbono do anodo é consumido na reação que ocorre no forno eletrolítico. O consumo efetivo real de carbono está entre 400 e 450 kg/ton de metal produzido, enquanto que o valor teórico é de 333 kg/ton de metal. Este consumo adicional ocorre principalmente devido a:

- Reações secundárias, tais como, oxidação pelo ar e reação inversa do alumínio com o dióxido de carbono;
- Erosão da superfície do anodo (ataque por ar e CO_2) e;

- Perdas mecânicas devido a trincas e quebras.

1.2 - O ANODO

Anodo (pólo positivo da célula de redução) é uma peça mergulhada em um banho eletrolítico, conectada a uma fonte de f.e.m., através da qual a corrente penetra no banho e para a qual convergem as partículas do banho portador de carga negativa (ânions). O pólo negativo do banho é chamado de cátodo, figura A1.2.

O anodo utilizado na indústria de alumínio é um bloco de carbono policristalino com uma estrutura não completamente desenvolvida, composto de coque e piche. São empregados atualmente dois tipos de anodos nas células para produção de alumínio: o anodo Soderberg e o anodo pré-cozido.

Os fornos de redução que utilizam anodos pré-cozidos são semelhantes aos fornos para anodos Soderberg. A diferença está no sistema de remoção dos voláteis.

Nos fornos de redução com anodos pré-cozidos, os materiais voláteis são removidos do forno durante o cozimento dos anodos.

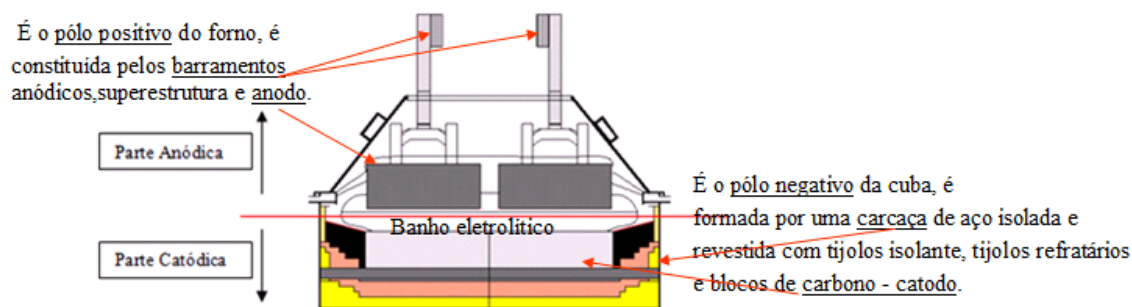


Figura A1.2 - Cuba eletrolítica para produção de alumínio primário – fonte: Albras.

A figura A1.3 ilustra uma cuba eletrolítica com anodo pré-cozido e outra com anodos Soderberg. Em ambos os casos, a célula eletrolítica consiste de uma carcaça de aço envolvida com carbono (cátodo), com alumínio fundido no fundo da célula, banho eletrolítico, e uma camada de alumina em cima.

Atualmente, as fábricas de anodos estão sendo construídas de acordo com a tecnologia de anodo pré-cozido, isto é, os anodos precisam ser cozidos separadamente em outro forno. Barras de contato são fixadas aos anodos e, durante o processo de produção do

alumínio são consumidos cerca de 80% do corpo do anodo por reação química, e após cerca de 25 dias, o anodo é substituído por um outro. A parte remanescente, chamada de “butt” é reciclada.

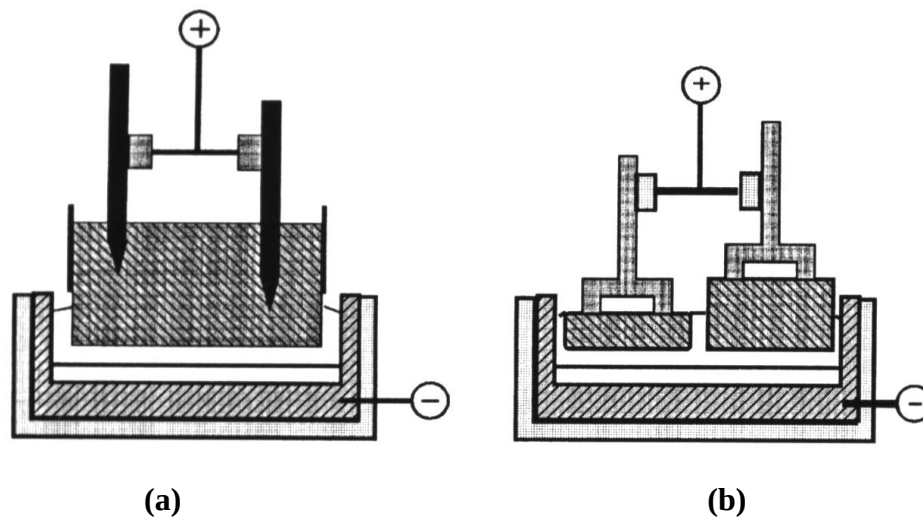


Figura A1.3 - Cubas eletrolíticas onde o pólo negativo é o cátodo e os polos positivos são: anodo Soderberg (a) ou anodo pré-cozido (b).

- Eficiência e Consumo: os anodos pré-cozidos, por serem mais densos e, portanto, melhores condutores, permitem menores quedas de tensão, menos corrosão e, conseqüentemente, menor consumo do anodo.

A única desvantagem da tecnologia dos fornos de anodos pré-cozidos é o maior investimento inicial se comparados aos fornos Soderberg, uma vez que, na primeira, existe a necessidade do forno de cozimento, de uma fábrica para prensagem ou vibro-compactação dos anodos e, de instalações para a colocação dos pinos e reaproveitamento dos restos de anodos usados (butts). Uma planta de anodo pré-cozido é composta, basicamente, de três fábricas: fábrica de anodo verde, fábrica de anodo cozido e oficina de chumbamento de hastes. A figura A 1.4 mostra um fluxograma do processo de produção do anodo.

O custo de produção dos anodos em uma planta com anodos pré-cozidos representa aproximadamente 15% do custo total de produção do alumínio (custo de capital incluso) e cerca de 50% do seu custo é devido às matérias-primas coque e piche.

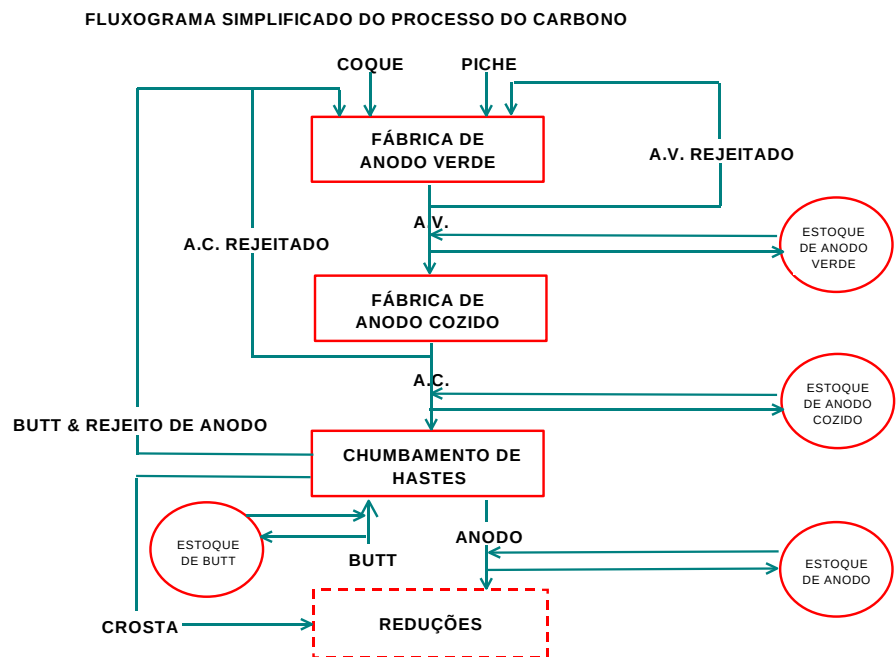


Figura A1.4 - Fluxograma simplificado do processo de produção do anodo.

O PERMEÂMETRO – APÊNDICE A

O permeâmetro é um dispositivo muito útil em um laboratório de fluidização, ele serve tanto para determinar a velocidade mínima de fluidização e massa específica fluidizada de um material particulado, quanto para observar o comportamento de diferentes materiais durante o processo de fluidização. Ele também pode ser usado para medir a permeabilidade dos materiais pulverizados e granulados e a retenção de ar em um leito fluidizado de tais materiais. O permeâmetro oferece um meio fácil para determinação da resistência dos poros de uma mídia porosa (manta de fluidização, placa perfurada, tela metálica, etc).

O permeâmetro não é um dispositivo comercial encontrado a pronta entrega no comércio, a maioria das empresas e organizações de investigação que necessitam de um permeâmetro, geralmente fazem o seu próprio. Nesta tese de doutorado foram projetados e fabricados permeâmetros verticais, ver figuras B1.1b e B1.1c, e um articulado, ver figuras B1.2a, B1.2b, B1.2c e B1.2d. Esses permeâmetros serviram para a medição da resistência da mídia porosa que dois fabricantes doaram para investigação nesta tese, e também para a determinação experimental da velocidade mínima de fluidização da alumina fluoreta e do pó de crosta, materiais estes estudados teoricamente através de simulações experimentais nos capítulos 4 e 6 desta tese.

O permeâmetro consiste de um vaso de secção (A) com área uniforme, que é geralmente circular, tendo uma membrana porosa na base.

É necessário um suprimento de ar capaz de ser variado em uma larga faixa, um meio de medir a perda de carga ΔP no leito de material sólido. Um esquema de tal dispositivo é mostrado nas figuras B1.1a, B1.1b, B1.1c, B1.1d, B1.1e, B1.3a, B1.3b.

Um programa de testes com um material particulado permite a determinação da perda de carga Δp ao longo do leito de material em um determinado trecho do leito com a passagem da velocidade superficial do ar V .

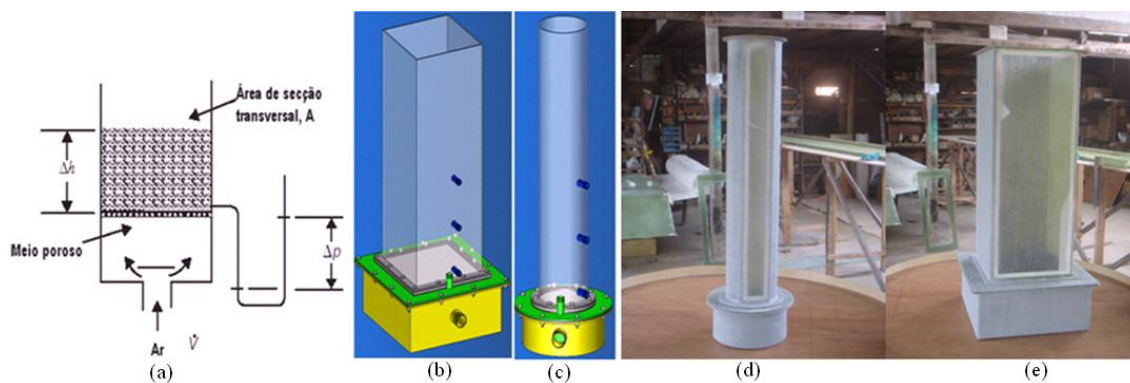


Figura B1.1 - Esquema típico de um permeâmetro – (a) detalhes do insuflamento de ar na câmara limpa, mídia porosa e perda de carga e altura do leito fluidizado, (b) permeâmetro de secção quadrada, (c) permeâmetro de secção circular, (d) foto permeâmetro de secção circular, (e) foto permeâmetro de secção quadrada.

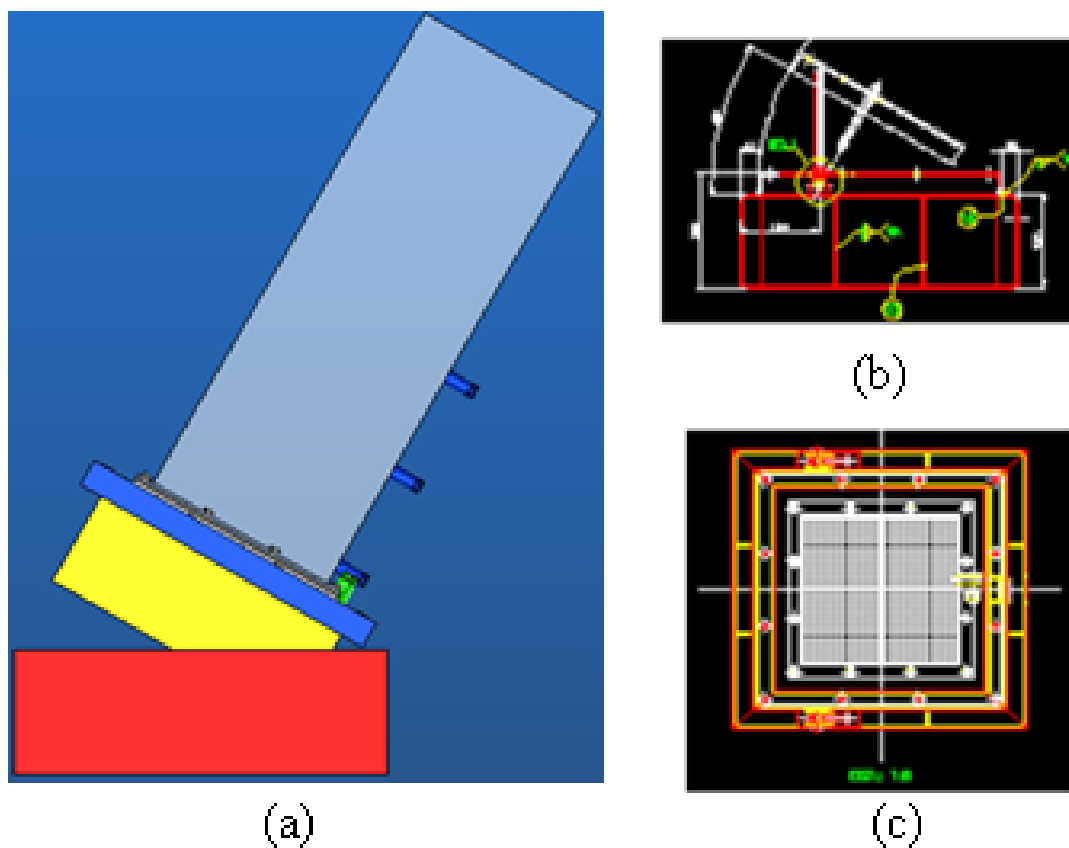


Figura B1.2 - Detalhes de um permeâmetro articulado – (a) posição inclinada para avaliar o efeito da inclinação na V_{mf} , (b) base articulada na posição inclinada, (c) mídia porosa.

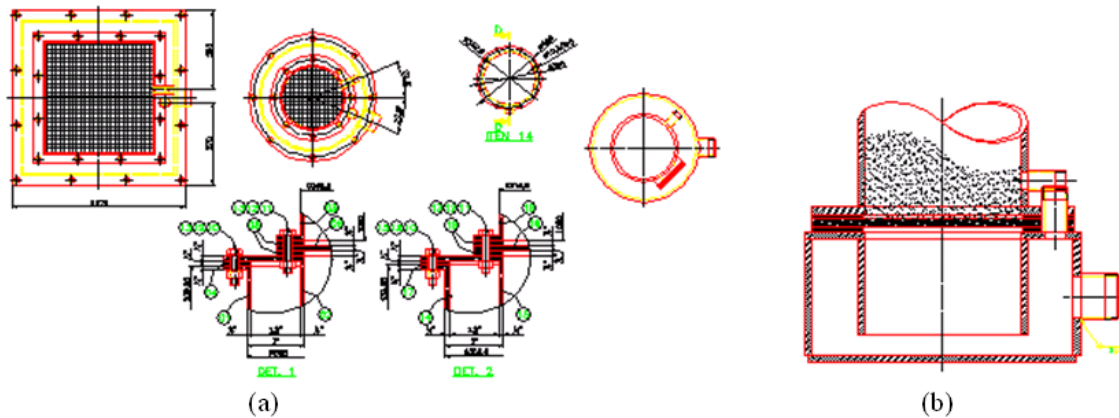


Figura B1.3 - Detalhes construtivos do permeômetro da Albras – (a) fixação/vedação da mídia porosa e câmara limpa do permeômetro, (b) corte transversal do permeômetro mostrando a câmara limpa e o leito fixo de partículas.

Uma relação típica entre o diferencial de pressão Δp e a velocidade superficial do ar V para fluir através do leito de material, foi mostrada na figura B1.4.

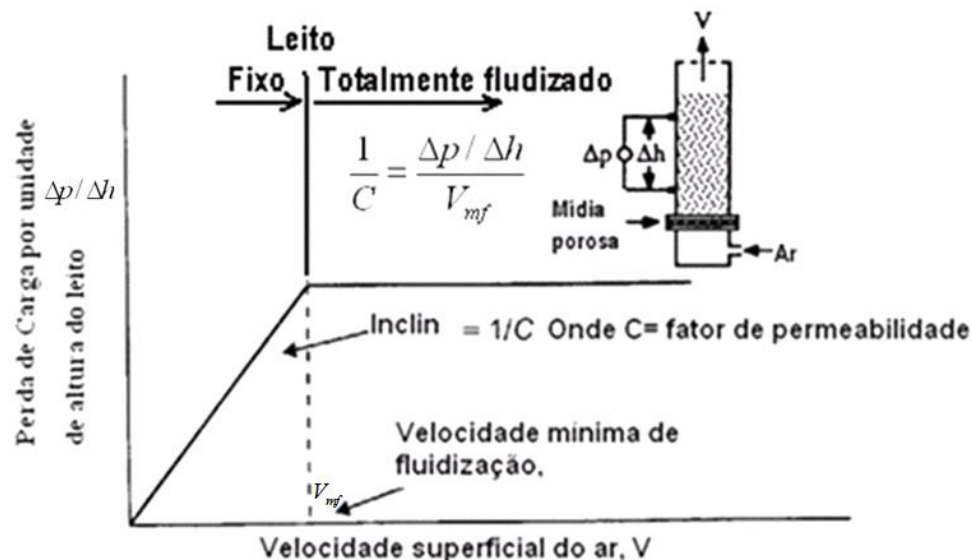


Figura B1.4 - Relação típica entre o diferencial de pressão e a velocidade do ar para escoar através de um leito fluidizado - adaptado de MILLS (2004).

Usando-se um permeômetro com instrumentação mostrada na figura B1.5 constrói-se a curva típica de perda de carga versus velocidade superficial de fluidização mostrada na figura B1.4.

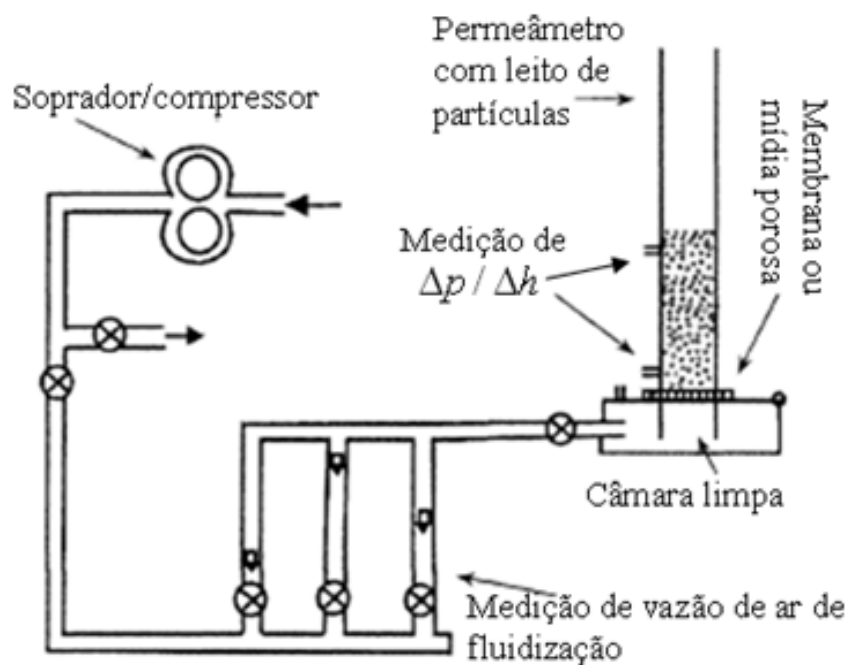


Figura B1.5 - Arranjo típico de um permeâmetro com a sua instrumentação - adaptado de MILLS (2004).

O coração do dispositivo é a coluna vertical, ou permeâmetro propriamente dito, no qual a massa do material particulado é fluidizada. O comportamento do material no permeâmetro requer observação e, em particular, a altura da superfície livre. Por esse motivo a coluna tem que ser feita de um material transparente como o vidro ou acrílico. Acrílico é o material comumente utilizado. A coluna está aberta à atmosfera e, portanto, a pressão dentro do dispositivo é muito baixa. Um esboço desse dispositivo é mostrado na figura B1.6.

1 ft = 12 in = 304,8 mm;

in = 25,4 mm.

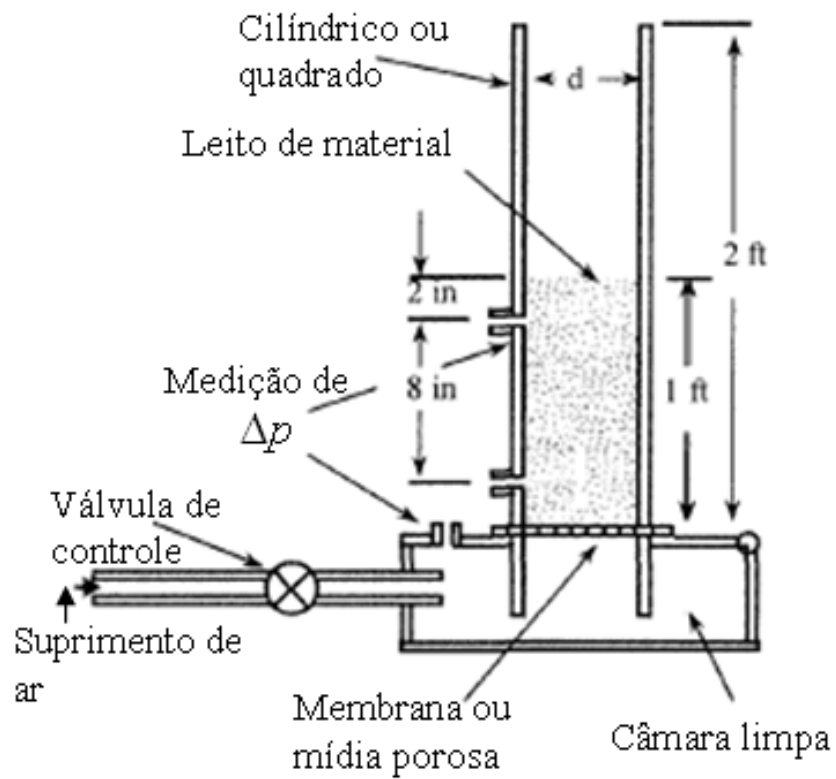


Figura B1.6 - Dimensões recomendadas para tomadas de pressão de um permeômetro (as dimensões indicadas na figura estão no sistema Inglês) - adaptado de MILLS (2004).

INCERTEZA EXPERIMENTAL NA DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO V_{mf} – APÊNDICE B.

A análise da incerteza experimental na determinação da velocidade mínima de fluidização V_{mf} da alumina fluoretada será feita considerando o ensaio experimental, conforme mostrado na figura D.1.

Como observado na figura D.1 o trecho AB é uma reta representada pela equação D1.

$$P = KV \quad (D1)$$

Onde P é a perda de pressão no leito, K é o coeficiente angular da equação D1 e V é a velocidade superficial do ar de fluidização calculada pela equação D2.

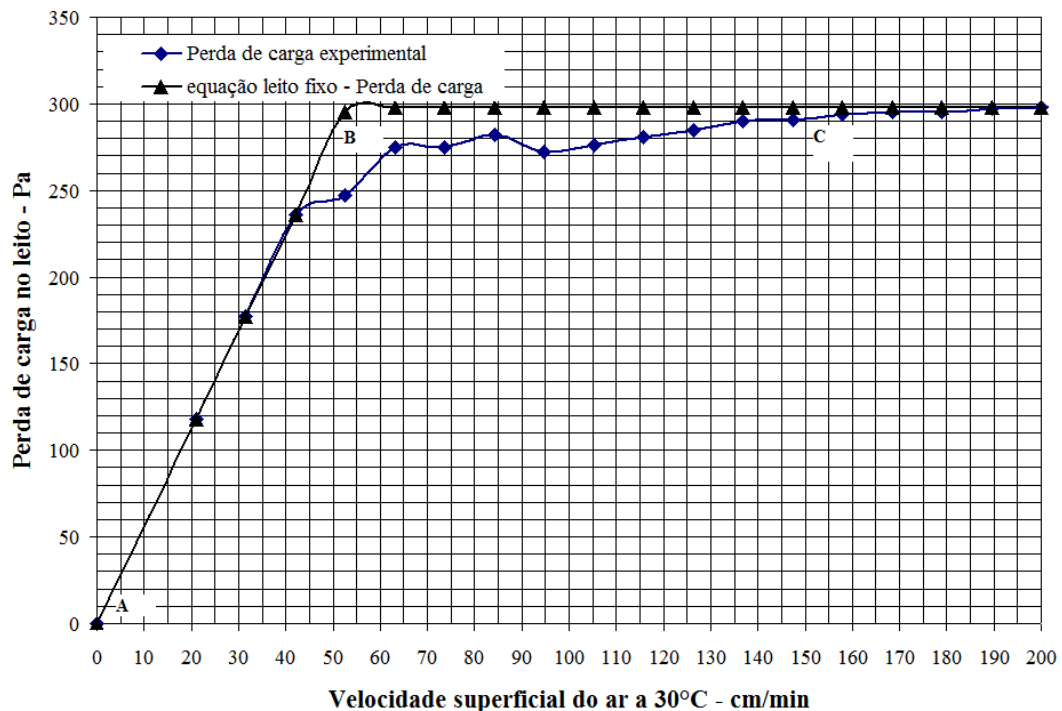


Figura D.1 - Perda de carga experimental e teórica versus velocidade superficial do ar em leito fluidizado de alumina fluoretada - $(72,6 \pm 2,7) \mu\text{m}/3387,3 \text{ kg.m}^{-3}$.

$$V = \frac{\dot{V}}{A} \quad (D2)$$

$$P = P_E \quad (D3)$$

$$V_{mf} = \frac{P_E}{K} \quad (D4)$$

$$A = ab \quad (D5)$$

Onde P_E é a pressão máxima (295 Pa – tabela D1) no leito fluidizado ponto B da figura D.1, $\dot{V}$ é a vazão volumétrica em (LPM), A é área de secção transversal do permeâmetro em (m^2) – a tabela D1 foi montada usando as equações D1, D2 e D5 com os dados dos experimentos feitos no laboratório de fluidização da empresa Albras.

Tabela D1 – Pontos do trecho AB do leito fixo de alumina fluoretada ilustrado na figura D.1.

Vazão $\dot{V}$ (LPM)	Velocidade V (cm/min)	Pressão P leito (Pa)
1	21,05	118
1,5	31,58	177
2	42,11	236
2,5	52,63	295

A incerteza sistemática do coeficiente angular equação D1, K_s é estimada através das equações D6, D7 e D8.

$$\Delta K_s = \sqrt{\left(\frac{\partial K_E}{\partial P} \Delta P\right)^2 + \left(\frac{\partial K_E}{\partial V} \Delta V\right)^2} \quad (D6)$$

$$\frac{\partial K_E}{\partial P} = \frac{1}{V} \quad (D7)$$

$$\frac{\partial K_E}{\partial V} = -\frac{P}{V^2} \quad (D8)$$

A pressão máxima P_t ou fundo de escala (1250 Pa) do transmissor de pressão diferencial ilustrado na figura D.2 e (11) na figura 4.2 deste trabalho de pesquisa,

ΔP corresponde a 1% desta pressão conforme catálogo do fabricante, ou seja, 12,5 Pa. $\dot{V}$, vazão volumétrica de ar de fluidização (vazão máxima 10 LPM neste experimento mostrado na figura D.2) com resolução de 0,5 LPM, ΔV é estimativa da incerteza das velocidades superficiais de fluidização da figura D.2 calculada pela diferencial total da equação D2, e calculada pelas equações D10, D11, D12, D13 e D14.

Substituindo as equações D4 e D5 em D3 teremos:

$$\Delta K_s = \frac{1}{V} \sqrt{(\Delta P)^2 + \left(\frac{P}{V} \Delta V\right)^2} \quad (D9)$$

$$\Delta V = \sqrt{\left(\frac{\partial V}{\partial \dot{V}} \Delta \dot{V}\right)^2 + \left(\frac{\partial V}{\partial a} \Delta a\right)^2 + \left(\frac{\partial V}{\partial b} \Delta b\right)^2} \quad (D10)$$

Onde a e b são os lados da manta porosa no fundo do permeâmetro mostrado na figura 4.7 valores em (m) usadas na tabela D1.

$$\frac{\partial V}{\partial \dot{V}} = \frac{1}{ab} \quad (D11)$$

$$\frac{\partial V}{\partial a} = \frac{-V}{a^2 b} \quad (D12)$$

$$\frac{\partial V}{\partial b} = \frac{-V}{a b^2} \quad (D13)$$

$$\Delta V = \frac{1}{ab} \sqrt{\left(\Delta \dot{V}\right)^2 + \left(\frac{\dot{V}}{a} \Delta a\right)^2 + \left(\frac{\dot{V}}{b} \Delta b\right)^2} \quad (D14)$$

A incerteza ΔV_{mf} na determinação da velocidade mínima de fluidização calculada pela equação D4 (ponto B da figura D.1, intercessão entre as equações D1 e D3), é estimada através das equações D16, D17 e D21.

$$\Delta V_{mf} = \sqrt{\left(\frac{\partial V}{\partial P_E} \Delta P_E\right)^2 + \left(\frac{\partial V}{\partial K} \Delta K\right)^2} \quad (D15)$$

$$\Delta V_{mf} = \frac{1}{K} \sqrt{(\Delta P_E)^2 + \left(P_E \frac{\Delta K}{K}\right)^2} \quad (D16)$$

Onde K é o coeficiente angular da reta obtida por regressão linear a partir dos dados da tabela D1 e calculada pela equação D17 ΔK é a incerteza total na determinação do coeficiente angular estimado pela equação D21.

$$K = \frac{\sum_{i=1}^n (V_i - \bar{V})(P_i - \bar{P})}{\sum_{i=1}^n (V_i - \bar{V})^2} \quad (D17)$$

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (V_i - \bar{V})^2}{n-1}} \quad (D18)$$

$$S_k = \frac{S}{\sqrt{\sum_{i=1}^n (V_i - \bar{V})^2}} \quad (D19)$$

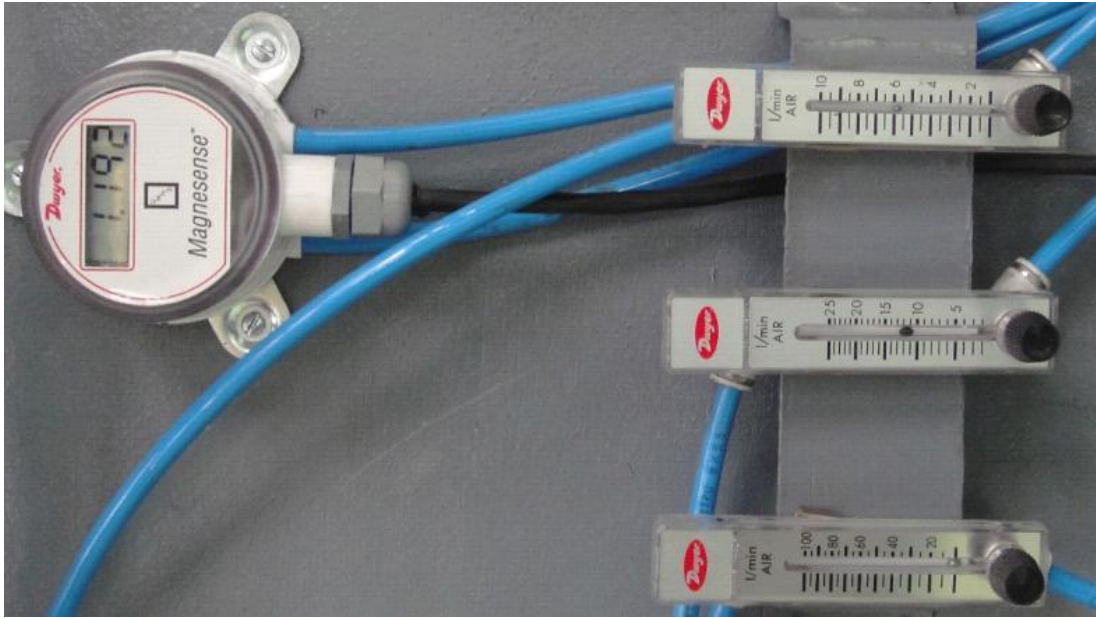


Figura D.2 – Foto mostrando o transmissor digital de pressão diferencial a esquerda e rotômetros usados no laboratório de fluidização da empresa Albras, o de 10 LPM na parte superior direita da foto.

$$\Delta K_a = \frac{t S_k}{\sqrt{n}} \quad (D20)$$

$$\Delta K = \sqrt{(\Delta K_s)^2 + (\Delta K_a)^2} \quad (D21)$$

Onde $V_i, P_i, S, S_k, n, t, \Delta K_a$ são respectivamente a velocidade superficial de fluidização do ar no ponto i , a pressão no leito fixo no ponto i , o desvio padrão da

velocidade superficial de fluidização do ar nos n pontos da tabela D1, desvio padrão da distribuição de t de Student da tabela D1, coeficiente da distribuição de t de Student e a incerteza aleatória na determinação do coeficiente angular da tabela D1.

As dimensões da manta de fluidização ($a=50$ mm e $b=95$ mm) foram medidas com trena com resolução de 1mm, logo $\Delta a, \Delta b$ são iguais a 0,0005m e $\Delta \dot{V}$ igual a 0,25 LPM.

Substituindo-se as informações da geometria do permeâmetro da figura 4.7 e das informados nos catálogos dos fabricantes do rotâmetro (7) e do transmissor digital diferencial de pressão (11) mostrado na figura 4.2 e figura D.2 nas equações D4,D9,D14,D16,D17,D18,D19,D20,D21, monta-se a tabela D2.

A incerteza (ΔV_{mf}) de $\pm 6,92$ cm/min no cálculo experimental da velocidade mínima de fluidização do leito fixo de alumina fluoretada (52,67 cm/min) mostrada na tabela D2, baseada na distribuição de t Student com grau de confiança 95%, tem-se ($t=1,96$) a partir do anexo A de INCERPI (2008), onde ($S=13,59$ cm/min) é o desvio padrão das velocidades superficiais de fluidização no leito fixo, no experimento para determinação experimental da velocidade mínima de fluidização da alumina fluoretada na pressão máxima P_E ponto B da figura D.1.

Tabela D2 – cálculo da incerteza no cálculo experimental da velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) do leito fixo de alumina fluoretada plotado na figura 4.4.

INCERTEZA EXPERIMENTAL (ΔV_{mf}) NA DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO (V_{mf})								
Vazão $\dot{V}$ (LPM)	Velocidade V (cm/min)	Pressão P leito (Pa)	Eq: D14 ΔV (cm/min)	Eq: D9 ΔK_z Pa/(cm/min)	Eq: D20 ΔK_a Pa/(cm/min)	Eq: D17 K Pa/(cm/min)	Eq: D21 ΔK Pa/(cm/min)	Eq: D16 ΔV_{mf} (cm/min)
1	21,05	118	0,24	0,60	0,57	5,60	0,822609392	8,04
1,5	31,58	177	0,36	0,40	0,57	5,6	0,696847726	6,92
2	42,11	236	0,48	0,30	0,57	5,6	0,645791846	6,47
2,5	52,63	295	0,59	0,25	0,57	5,6	0,620740216	6,25
Média $\dot{V}$	36,84	206,50	0,42	0,39	0,57	5,60	0,70	6,92
Desvpad S	13,59							
Desvpad S_k	0,58							
V_{mf}	52,67							