

Ingl.
maio/95

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA

ESTUDO DA FLUIDODINÂMICA DE LEITOS FLUIDIZADOS CIRCULANTES COM INJEÇÃO DE AR SECUNDÁRIO

Autora: Arai Augusta Bernárdez Pécora

Orientador: Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR ARAI AUGUSTA
BERNARDEZ PÉCORA E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 24/01/95.

Leonardo Goldstein Jr

ORIENTADOR

01/95

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA TÉRMICA E FLUIDOS**

DISSERTAÇÃO DE DOUTORADO

**ESTUDO DA FLUIDODINÂMICA DE LEITOS
FLUIDIZADOS CIRCULANTES COM
INJEÇÃO DE AR SECUNDÁRIO**

Autora: Arai Augusta Bernárdez Pécora

Orientador: Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior

Curso: Engenharia Mecânica

Unidade: Faculdade de Engenharia Mecânica

Área de Concentração: Térmicas e Fluidos

**Trabalho apresentado à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica,
como requisito para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.**

Campinas, 24 de janeiro de 1995

S.P. - Brasil

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Pecora, Arai Augusta Bernardes

P339s Simulação da fluidodinâmica em caldeiras fluidizadas circulan-
tes com injeção de ar secundário / Arai Augusta Bernardes
Pecora. -- Campinas, SP : [s.n.], 1995.

Orientador : Leonardo Goldstein Junior

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas. Fa-
culdade de Engenharia Mecânica.

1. Escoamento bifásico. 2. Hidrodinâmica. 3. Fluidização.
4. Modelos matemáticos. I. Goldstein Junior, Leonardo. II.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
Mecânica. III. Título.

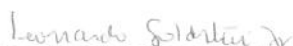
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA TÉRMICA E FLUIDOS

DISSERTAÇÃO DE DOUTORADO

ESTUDO DA FLUIDODINÂMICA DE LEITOS
FLUIDIZADOS CIRCULANTES COM
INJEÇÃO DE AR SECUNDÁRIO

Autora: Arai Augusta Bernárdez Pécora

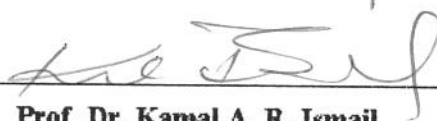
Orientador: Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior



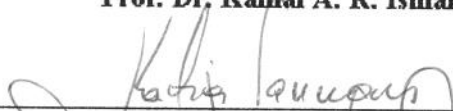
Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior, Presidente



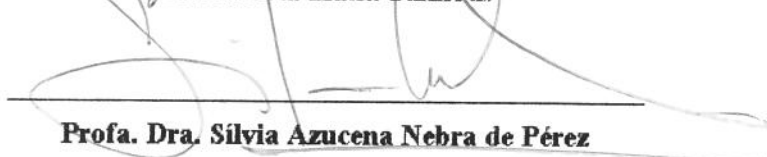
Prof. Dr. Geraldo Lombardi



Prof. Dr. Kamal A. R. Ismail



Profa. Dra. Kátia Tannous



Profa. Dra. Sílvia Azucena Nebra de Pérez

Campinas, 24 de janeiro de 1995

Às minhas filhas Emília e Paula,
pela alegria que trouxeram.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho e, de modo especial:

Ao Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior, orientador deste trabalho, pela orientação e apoio transmitidos nesses anos de convivência;

À FAPESP pelo apoio financeiro para a construção do equipamento utilizado para a coleta de dados experimentais;

Às colegas e amigas Meuris Gurgel Carlos da Silva e Rosemary Galvani que tiveram participação ativa na coleta dos dados experimentais deste trabalho;

Ao Sr. Wilton Furquin pela elaboração dos desenhos inseridos nesta tese;

Aos técnicos de DETF em especial aos Srs. Antonio Maurício Di Pieri e Luiz Zanaga pela colaboração durante os testes experimentais;

Aos professores do DETF que me permitiram a liberação de carga didática no segundo semestre de 1993 visando agilizar o término desta tese;

A Celso Penteado de Barros, Isaurinha Bernárdez Pécora e Ana Andréa Bernárdez Pécora, pelo inestimável apoio na fase final deste trabalho.

SUMÁRIO

A crescente aplicação industrial de sistemas com leito fluidizado circulante em processos que envolvem sólidos particulados ressalta a necessidade de aprofundamentos teóricos e experimentais no estudo de tais equipamentos. Observa-se um avanço maior no campo experimental decorrente de ajustes realizados muitas vezes sem o necessário respaldo teórico do problema.

A injeção de ar secundário, fato bastante comum em combustores de leito fluidizado, ainda não foi analisada profundamente na literatura, sendo fator de importância no controle de poluentes atmosféricos.

O presente trabalho contribui para o conhecimento de sistemas de leito fluidizado circulante, através do estudo experimental da fluidodinâmica envolvendo a injeção de ar secundário e de considerações acerca da simulação de tais sistemas.

Os experimentos foram realizados num sistema construído em escala piloto com 4,0 m de altura e 0,10 m de diâmetro interno, utilizando areia com diâmetro médio entre 200 e 920 μm . A temperatura do gás na entrada da coluna principal estava em torno de 200 °C, enquanto que a velocidade variou entre 2,5 e 9,5 m/s.

Os dados experimentais obtidos permitiram a proposição de correlações para a queda de pressão em ciclones e válvulas de recirculação tipo L, importantes para a análise do balanço de pressão do sistema.

O estudo da simulação da fluidodinâmica do leito fluidizado circulante forneceu resultados que foram comparados com resultados experimentais próprios e de outros pesquisadores, contribuindo para o conhecimento do sistema.

ABSTRACT

The increasing usage of circulating fluidized beds in gas-solid processes emphasizes the need of further theoretical and experimental studies of these equipments. Improvements are introduced decurring from experience in the field, many times without knowledge of the basic phenomenology behind.

The secondary air injection is often used in fluidized bed combustors, but the literature is poor in the subject, although important it is for atmospheric pollutant control.

This work contributes to the understanding of circulating fluidized bed systems through experimental studies of its fluid dynamics with secondary air injection and consideration of its mathematical simulation.

The experiments were ran in a 4.0 m high, 0.10 m internal diameter riser system. The solid material was 200 - 920 μm sand. The gas temperature at the beginning of the riser was around 200 °C and the superficial gas velocity varied in the 2.5 - 9.5 m/s range.

The data which were obtained made possible to suggest correlations for the pressure drop in cyclones and in recirculating L-valves, necessary in the study of the system pressure balance.

The circulating fluidized bed fluid dynamics simulation was considered. The results obtained were compared with experimental data of this work and from other authors, contributing to a better understanding of the process.

ÍNDICE

Dedicatória	iv
Agradecimentos	v
Sumário	vi
Abstract	vii
Índice	viii
Nomenclatura	x
Lista de Figuras	xiv
Lista de Tabelas	xviii
Capítulo 1 - INTRODUÇÃO	1
1.1 - Leito Fluidizado Circulante	3
1.2 - Motivação à Pesquisa	8
1.3 - Objetivos Deste Trabalho	9
Capítulo 2 - O ESTADO DA ARTE	10
2.1 - Fluidodinâmica do Leito Fluidizado Circulante	11
2.1.1 - Introdução	11
2.1.2 - Mapas dos Regimes de Fluidização	21
2.1.3 - Dados Experimentais Disponíveis	24
2.2 - Válvula de Recirculação	37
2.3 - Ciclone	42
2.4 - Modelagem Matemática da Fluidodinâmica de Leitos Fluidizados Circulantes	45
2.4.1 - Modelos Empíricos	45
2.4.2 - Modelos Mecanicistas	48
2.4.3 - Modelos a Partir das Equações Fundamentais	70
Capítulo 3 - MODELAGEM DA FLUIDODINÂMICA	75
3.1 - Consolidação das Hipóteses	77
3.2 - Equacionamento	78
3.2.1 - Região de Transporte Denso	79
3.2.2 - Região de Transição	81
3.2.3 - Região de Transporte Diluído	83
3.2.4 - Seção de Retorno de Sólidos	84

3.2.5 - A Injeção de Ar Secundário	85
3.2.6 - Tentativas Preliminares	87
Capítulo 4 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA E DO PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	89
4.1 - Descrição do Sistema	90
4.2 - Caracterização do Material Sólido	105
4.3 - Procedimento Experimental	106
4.4 - Ensaio Realizados	107
Capítulo 5 - APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	115
5.1 - Resultados Experimentais	117
5.1.1 - Influência do Diâmetro da Partícula	119
5.1.2 - Influência do Inventário de Sólidos	123
5.1.3 - Influência da Velocidade Superficial do Gás	129
5.1.4 - Influência da Mistura de Partículas de Diâmetros Diferentes	132
5.1.5 - Influência da Injeção de Ar Secundário	136
5.1.6 - Influência do Ar de Injeção na Válvula L	144
5.1.7 - Ciclone	145
5.1.8 - Válvula de Recirculação	149
5.2 - Resultados da Modelagem Matemática	156
5.2.1 - Modelo Matemático Sem Injeção de Ar Secundário	156
5.2.2 - Modelo Matemático Considerando a Injeção de Ar Secundário	162
5.2.3 - Considerações Sobre o Modelo Matemático	165
Capítulo 6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	170
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	175
APÊNDICES	
A - FLUXOGRAMAS DOS PROGRAMAS	187
B - LISTAGENS DOS PROGRAMAS	208
C - RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE POROSIDADE	233

NOMENCLATURA

Latinas

a	Coefficiente da equação (2.60)	[-]
A	Área da seção transversal	[m ²]
a'	Coefficiente da equação (2.66)	[-]
A'	Coefficiente da equação (2.102)	[-]
a ₀ , a ₁	Coefficientes da equação (2.49)	[-]
A _e	Área da seção transversal na entrada do cilcone	[m ²]
A _o	Área da seção transversal da abertura da válvula de recirculação	[m ²]
Ar	Número de Arquimedes, $A_r = \frac{\rho g (\rho_s - \rho) \bar{d}_p^3}{\mu^2}$	[-]
As/At	Relação entre as descargas de ar secundário e ar total	[%]
b	Coefficiente da equação (2.49)	[-]
b'	Coefficiente da equação (2.66)	[-]
c	Constante de decréscimo da concentração de sólidos	[m ⁻¹]
c _D	Coefficiente de arraste das partículas	[-]
C _{d,v}	Coefficiente de descarga da válvula de recirculação	[-]
D	Diâmetro da seção transversal	[m]
D _h	Diâmetro da seção horizontal da válvula L	[m]
$\bar{d}_p$	Diâmetro médio da partícula	[m]
dz	Incremento na seção longitudinal	[m]
E	Fluxo de sólidos	[kg/ms ²]
E ₀	Fluxo de sólidos arrastado na superfície da região densa	[kg/sm ²]
E _{zi}	Fluxo de sólidos arrastado na interface entre as regiões densa e diluída	[kg/sm ²]
E _w	Fluxo arrastado acima da TDH ("Transport Disengagement Height")	[kg/sm ²]
F ₄₅	Fração de sólidos menores que 45 µm	[-]
f _{cl}	Frequência de aglomerados	[s ⁻¹]
f _g	Fator de atrito para o escoamento do gás	[-]
f _s	Fator de atrito do sólido	[-]
f _{vz}	Frequência de vazios	[s ⁻¹]
f _w	Termo de dissipação devido ao atrito com a parede na equação (2.107)	[Pa/m]
g	Aceleração da gravidade	[m/s ²]
G _s	Fluxo de sólidos recirculados	[kg/sm ²]
G _{s,ch}	Fluxo de sólidos na condição de saturação ou fluxo limite de arrastamento da coluna gasosa	[kg/sm ²]
H _e	Altura do leito expandido	[m]

H_s	Altura do leito estático	[m]
K	Fator descrito pela equação (2.13)	[-]
k	Constante da válvula de recirculação	$[(\text{kg/s})^{-1/2}]$
K_1	Fator descrito pela equação (2.19)	[-]
K_2	Fator descrito pela equação (2.20)	[-]
K_d	Coeficiente de transferência de massa centro-ânulo na região de transição	[m/s]
K_{tr}	Número de intervalos adotados para a região de transição	[-]
L	Comprimento ou altura do leito	[m]
L_f	Altura do leito fluidizado	[m]
L_h	Comprimento horizontal da válvula L	[m]
L_m	Altura do leito fixo	[m]
$L_{s,ret}$	Altura de sólidos na coluna de retorno	[m]
L_{tt}	Comprimento total da coluna principal	[m]
L_v	Comprimento da válvula de recirculação	[m]
M_s	Inventário ou massa de sólidos	[kg]
$M_{s,a}$	Massa de sólidos na região de aceleração	[kg]
n	Expoente na equação (2.17)	[-]
n'	Coeficiente da equação (2.60)	[-]
P	Pressão estática	[Pa]
P_a	Pressão atmosférica	$[\text{N/m}^2]$
Q_{ext}	Vazão externa de aeração na válvula L	$[\text{m}^3/\text{s}]$
Q_t	Vazão total de aeração na válvula L	$[\text{m}^3/\text{s}]$
R	raio da coluna principal	[m]
Re	Número de Reynolds, $Re = \frac{\rho U_0 D}{\mu}$	[-]
Re_{ct}	Número de Reynolds para o aglomerado com velocidade igual à terminal, $Re_{ct} = \frac{\rho U_{ct} D_c}{\mu}$	[-]
Re_d	Número de Reynolds da partícula com velocidade relativa gás-partícula, $Re_d = \frac{\rho U_d \bar{d}_p}{\mu}$	[-]
Re_p	Número de Reynolds das partículas, $Re_p = \frac{\rho U_0 \bar{d}_p}{\mu}$	[-]
Re_t	Número de Reynolds da partícula com velocidade terminal, $Re_t = \frac{\rho U_t \bar{d}_p}{\mu}$	[-]
T	Temperatura	$[\text{°C}]$
U_0	Velocidade superficial do gás	[m/s]
$U_{b,s}$	Velocidade média das bolhas no leito	[m/s]

U_{ct}	Velocidade terminal do aglomerado de partículas	[m/s]
U_d	Velocidade relativa gás-partícula	[m/s]
U_e	Velocidade superficial do gás na entrada do ciclone	[m/s]
U_g	Velocidade local do gás	[m/s]
U_{mb}	Velocidade superficial do gás na condição de mínimo borbulhamento	[m/s]
U_{mf}	Velocidade de mínima fluidização da partícula	[m/s]
U_s	Velocidade local do sólido	[m/s]
U_t	Velocidade terminal da partícula sólida	[m/s]
V_{cic}	Volume do ciclone	[m ³]
w	Descarga	[kg/s]
w_{ext}	Descarga de ar externo injetada na válvula de recirculação	[kg/s]
x_i	Fração mássica de sólidos na faixa granulométrica i	[-]
Y	Razão entre a velocidade das bolhas visíveis e a velocidade das bolhas prevista pela Teoria das Duas Fases	[-]
z	Posição no eixo longitudinal em relação ao início da coluna	[m]
z'	Posição no eixo longitudinal em relação à saída da coluna	[m]
z^*	Distância da superfície do leito denso à saída da coluna de subida	[m]
z_0	comprimento característico	[m]
z_{As}	Posição no eixo longitudinal da injeção de ar secundário	[m]
z_i	Posição do ponto de inflexão na curva de porosidade	[m]
z_i'	Posição do ponto de inflexão em relação à saída da coluna	[m]
z_{ret}	Posição no eixo longitudinal da reinjeção de sólidos recirculados	[m]

Gregas

α	Razão entre os diâmetros da zona central e da seção transversal da coluna de subida ($\alpha = D_c / D$)	[-]
α'	Parâmetro da equação (2.49)	[-]
β	Parâmetro da equação (2.49)	[-]
δ	Constante da válvula de recirculação	[kg/s]
Δh	Diferença de nível de fluido manométrico	[m]
ΔP	Queda de pressão	[Pa]
Δz	Incremento na direção z	[m]
$\Delta \omega$	Constante da equação (2.23)	[-]
ε	Porosidade	[-]
ε^*	Porosidade assintótica do transporte pneumático em fase diluída	[-]
ε_a	Porosidade assintótica do leito fluidizado denso	[-]

ε_b	Fração do leito ocupado pelas bolhas	[-]
ε_i	Porosidade no ponto de inflexão	[-]
ε_p	Porosidade da fase particulada	[-]
ε_s	Fração volumétrica de sólidos	[-]
ε_s^*	Limite da fração volumétrica de sólidos na fase diluída	[-]
ε_{topo}	Porosidade na saída da coluna principal	[-]
ε_w	Porosidade na região anular	[-]
ϕ	Esfericidade da partícula	[-]
λ	Parâmetro da equação (2.49)	[-]
μ	Viscosidade dinâmica do gás	[kg/sm]
ρ	Massa específica do gás	[kg/m ³]
ρ_s	Massa específica do sólido	[kg/m ³]
σ	Constante da válvula de recirculação	[(ms) ⁻¹]
ω	Fluxo de partículas junto à parede	[kg/sm ²]
ω_∞	Limite assintótico do fluxo de partículas junto à parede	[kg/sm ²]
ξ	Parâmetro da equação (2.49)	[-]

Subíndices

1	Referente à região abaixo da injeção de ar secundário
2	Referente à região acima da injeção de ar secundário
b	Referente a bolhas no leito borbulhante
c	Referente à zona central da coluna principal
ch	Referente às condições de colapso do leito (“choking”)
cic	Referente ao ciclone
cl	Referente ao aglomerado de partículas (“cluster”)
cpp	Referente à coluna principal ou de subida
den	Referente à região densa
dil	Referente à região diluída
g	Referente ao gás
i	Referente à faixa glanulométrica i
mf	Referente à condição de mínima fluidização
ret	Referente à coluna de retorno de sólidos
s	Referente ao material sólido
susp	Referente à suspensão gás-sólido
tr	Referente à região de transição
v	Referente à válvula de recirculação
vz	Referente aos vazios deixados pela formação de aglomerados

LISTA DE FIGURAS

1.1	Regimes de fluidização - Kunii e Levenspiel (1977)	3
1.2	Diagrama dos regimes de fluidização em função da velocidade relativa gás-partícula - Place (1985)	4
1.3	Diagrama simplificado para classificação de partículas sólidas em função de suas características de fluidização em ar na condição ambiente - Geldart (1973)	5
1.4	Diagrama de regimes de contato gás-sólido - Grace (1984)	6
1.5	Sistema de combustão em leito fluidizado circulante - Howard (1989)	8
2.1	Velocidades relativas gás-partícula para FCC	16
2.2a	Mapa $U_d \times (1-\epsilon)$ - Yerushalmi, Cankurt, Geldart e Liss (1978)	17
2.2b	Mapa qualitativo de fluidização para partículas finas	17
2.3	Variação da porosidade ao longo da altura de um leito fluidizado rápido	20
2.4	Curva de expansão de Avidan e Yerushalmi (1982)	21
2.5	Diagrama de fase da fluidização para sólidos finos - Yerushalmi, Turner e Squires (1976)	22
2.6	Curva $\Delta P/\Delta L \times G_s$ de Yerushalmi e Avidan (1985)	22
2.7	Fluxo de sólidos $\times$ Velocidade superficial do gás - Takeuchi, Hiram, Chiba, Biswas e Leung (1986)	23
2.8	Perfil radial do fluxo de sólidos	26
2.9	Esquema do movimento das partículas	27
2.10	Estrutura de escoamento na coluna principal de um leito fluidizado circulante - Kato et al. (1990)	30
2.11	Fatores que influenciam a distribuição de porosidade	32
2.12	Perfis da concentração de sólidos na direção axial para diferentes valores de As/At e z_{As}	33
2.13	Tipos mais comuns de válvulas não mecânicas - Knowlton (1988) e Hongzhong e Kwauk (1991)	37
2.14	Sistema de alimentação com válvula L e quedas de pressão no circuito	38
2.15	Tipos de escoamentos observados em uma válvula L sob diferentes descargas de gás de aeração	41
2.16	Efeito da concentração de sólidos na diferença de pressão entre a entrada e a base do ciclone - Testes com areia (Tardin Jr et al. 1993)	43
2.17	Efeito da concentração de sólidos na diferença de pressão entre a entrada e a base do ciclone - Testes com xisto (Tardin Jr et al. 1993)	44
2.18	Curvas $\Delta P/\Delta z - G_s - U_0$ típicas para partículas sólidas do grupo A de Geldart	53

2.19	Possíveis formas de distribuição axial de sólidos na coluna principal com duas entradas de ar	58
2.20	Esquema do modelo fluidodinâmico de Grace et al. (1989)	66
2.21	Comparação entre os perfis de concentração de sólidos medido experimentalmente e calculado pelo modelo	70
3.1	Esquema do leito fluidizado circulante	77
3.2	Esquema das possíveis situações na coluna principal de um leito fluidizado circulante	86
4.1	Sistema experimental - Visão geral	91
4.2	Desenho esquemático do sistema experimental	92
4.3	Sistema experimental - Circuito de transporte e de recirculação, com instrumentação	93
4.4	Válvula de recirculação	94
4.5	Válvula de amostragem de sólidos	95
4.6	Desenho esquemático da válvula de amostragem de sólidos - VAS	96
4.7	Desenho esquemático do ciclone - CI	97
4.8	Desenho esquemático do sistema de injeção de ar secundário	98
4.9	Desenho esquemático da base do combustor	99
4.10	Desenho esquemático do sistema de alimentação de sólidos	100
4.11	Diagrama básico de instrumentação	103
4.12	Esquema do atenuador de flutuação de pressão	104
5.1	Perfil de pressão no sistema de leito fluidizado	117
5.2	Perfil de temperatura no sistema de leito fluidizado circulante	118
5.3	Perfil de porosidade na coluna principal	119
5.4	Influência do diâmetro da partícula sobre o perfil de pressão	120
5.5	Influência do diâmetro da partícula sobre o perfil de porosidade na coluna principal	121
5.6	Influência do diâmetro da partícula na queda de pressão na coluna principal	123
5.7	Influência do inventário de sólidos sobre o perfil de pressão	124
5.8	Influência do inventário de sólidos sobre o perfil de porosidade na coluna principal	125
5.9	Influência do inventário de sólidos sobre a queda de pressão na coluna principal	127
5.10	Influência do inventário de sólidos sobre o fluxo de sólidos recirculado	128
5.11	Influência da velocidade superficial do gás sobre o perfil de pressão	130
5.12	Influência da velocidade superficial do gás sobre o perfil de porosidade	131
5.13	Influência da mistura de partículas sobre o perfil de pressão	133

5.14	Influência da mistura de partículas sobre o perfil de porosidade na coluna principal	134
5.15	Influência da mistura de partículas sobre o fluxo de sólidos recirculado	135
5.16	Influência da mistura de partículas na queda de pressão na válvula L	136
5.17	Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de pressão	137
5.18	Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de porosidade na coluna principal	139
5.19	Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de temperatura no sistema	141
5.20	Influência da injeção de ar secundário sobre o fluxo de sólidos recirculado	143
5.21	Influência da descarga de ar injetado na válvula L	145
5.22	Perda de pressão num ciclone	146
5.23	Queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone - Correlação dos resultados experimentais	147
5.24	Queda de pressão no ciclone. Influência da concentração sólidos na entrada do ciclone	148
5.25	Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado	150
5.26	Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado - Influência do diâmetro da partícula	151
5.27	Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado - Comparação com correlações da literatura	152
5.28	Queda de pressão na válvula L em função dos parâmetros considerados na correlação de Geldart e Jones (1991)	154
5.29	Efeito da velocidade superficial do gás no perfil axial da porosidade	157
5.30	Efeito do inventário de sólidos no perfil axial da porosidade	157
5.31	Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983)	158
5.32	Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988)	159
5.33	Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Grewal, Maurer e Fox (1991)	159
5.34	Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios	160
5.35	Efeito da injeção de ar secundário no perfil axial de porosidade	162

5.36	Efeito do inventário no perfil axial de porosidade com injeção de ar secundário	163
5.37	Comparação do modelo matemático contra os dados experimentais de Cho, Namkung, Kim e Park (1994)	163
5.38	Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes com injeção de ar secundário	164
5.39	Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983)	166
5.40	Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes sem injeção de ar secundário	167
5.41	Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes com injeção de ar secundário - Verificação de fatores de ajuste	168
5.42	Comparação dos resultados experimentais com o modelo, alterado o comprimento da região densa inferior L_{den}	169

LISTA DE TABELAS

2.1	Estudos Experimentais em Leitos Fluidizados Circulantes	34
4.1	Granulometria das Partículas Testadas - Areia	105
4.2	Planilha de Dados Experimentais	108
4.3	Resultados Experimentais	110
4.4	Resultados Experimentais de Porosidade na Coluna Principal	111
4.5	Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as Partículas com Diâmetro $\bar{d}_p = 200 \mu\text{m}$	112
4.6	Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as Partículas com Diâmetro $\bar{d}_p = 548 \mu\text{m}$	113
4.7	Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as Partículas com Diâmetro $\bar{d}_p = 920 \mu\text{m}$	114
4.8	Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as Partículas com Diâmetro $\bar{d}_p = 535 \mu\text{m}$	114

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1 - INTRODUÇÃO

A crescente utilização industrial do leito fluidizado circulante, tem provocado o aumento do interesse de pesquisadores sobre os fenômenos fluidodinâmicos envolvidos nesse processo. O interesse pelo uso dessa tecnologia está disseminado nas diversas áreas da engenharia de processos tais como craqueamento catalítico, combustão de carvão, calcinação, etc...

Os processos que envolvem fluidização em leito circulante possuem um grande número de vantagens sobre os leitos densos ou borbulhantes, pois apresentam normalmente uma maior superfície específica do sólido, combinada com uma elevada recirculação interna. Essas características favorecem significativamente os coeficientes de transferência de calor e massa, promovendo uma temperatura mais uniforme no leito e permitindo que a reação possa ocorrer numa condição mais definida e controlada.

Apesar dessas vantagens, ainda hoje o desenvolvimento de tais processos está baseado em fatores empíricos devido à falta de conhecimento acerca da fenomenologia do processo e da sua simulação matemática, sendo cada vez mais necessários estudos que permitam a análise de sistemas operando com leito fluidizado circulante.

1.1 - Leito Fluidizado Circulante

Este trabalho refere-se à fluidização de partículas sólidas por um gás. Esse assunto pode ser melhor introduzido considerando-se uma determinada quantidade de partículas finas sobre uma placa perfurada (distribuidor) dentro de um recipiente, como mostrado na Fig. 1.1

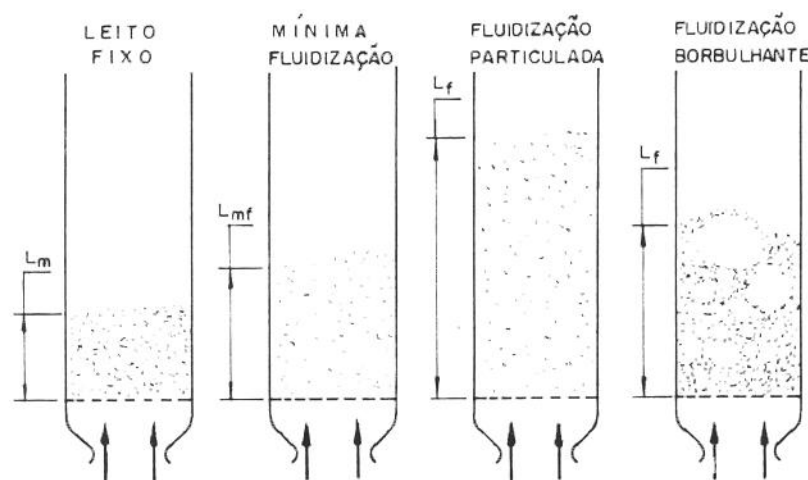


Fig. 1.1 - Regimes de fluidização - Kunii e Levenspiel (1977)

Quando gás com baixa velocidade passa através do distribuidor, ele encontra os sólidos e escoar através dos espaços intersticiais. A velocidade do gás é tão baixa que ele não exerce força significativa sobre as partículas e o leito permanece imóvel ou fixo. Aumentando a velocidade do gás tem-se o aumento da força de arraste sobre as partículas. Em determinado instante, a força de arraste iguala-se à força de gravidade e o leito começa a se expandir. Esse ponto é denominado de mínima fluidização. Um pequeno aumento na velocidade do gás provoca um movimento maior de partículas e expansão do leito, caracterizando-se a fluidização particulada. Isto é, as partículas estão uniformemente distribuídas no leito; não são observados aglomerado algum de partículas ou bolhas de gás. À medida que a velocidade do gás aumenta inicia-se a formação de bolhas, que sobem através do leito. A maioria dos trabalhos na área de fluidização concentra-se no regime de fluidização borbulhante. Aumentando-se ainda mais a velocidade do gás o leito deixa o clássico regime borbulhante e entra no regime de fluidização turbulenta, fluidização rápida e, finalmente, transporte pneumático em fase diluída (Fig. 1.2). Esses regimes são caracterizados pelo arraste de um número significativo de partículas até o topo da coluna. A operação em estado estacionário nesses leitos é mantida através da separação dos sólidos elutriados em ciclones e de sua reinjeção no fundo da coluna. Os leitos fluidizados com velocidades elevadas do gás apresentam separação pouco nítida entre a região concentrada no

fundo da coluna e a região diluída no topo, dando origem a uma região de transição relativamente longa entre as duas outras regiões. Em velocidades características do transporte pneumático desaparecem as regiões densa inferior e de transição, restando apenas escoamento em fase diluída.

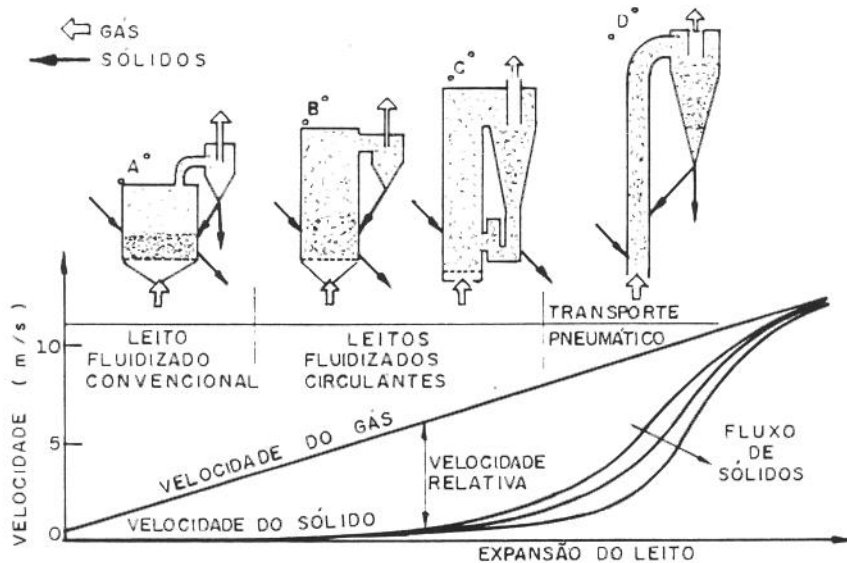


Fig. 1.2 - Diagrama dos regimes de fluidização em função da velocidade relativa gás-partícula - Place (1985)

Em adição à velocidade do gás, o desempenho de um leito fluidizado depende também das propriedades das partículas. É grande o número de sólidos manuseados na indústria, incluindo partículas com diâmetro médio variando de 15 μm até 6 mm. O comportamento do sólido particulado em leitos fluidizados depende fortemente da combinação do tamanho médio de partícula com densidade, como discutido por Geldart(1973), que propôs o diagrama mostrado na Fig. 1.3 para a classificação de partículas sólidas em função da suas características de escoamento em misturas sólido-ar.

Sólidos pertencentes aos grupos A e B são fáceis de fluidizar, pois existe um equilíbrio entre as forças coesivas entre partículas e as forças de arraste. Os sólidos do grupo C são extremamente difíceis de fluidizar devido à existência de forças coesivas grandes entre as partículas. Os sólidos do grupo D, são partículas com tamanho e densidade elevados, com forças coesivas entre partículas pequenas quando comparadas com as forças de arraste.

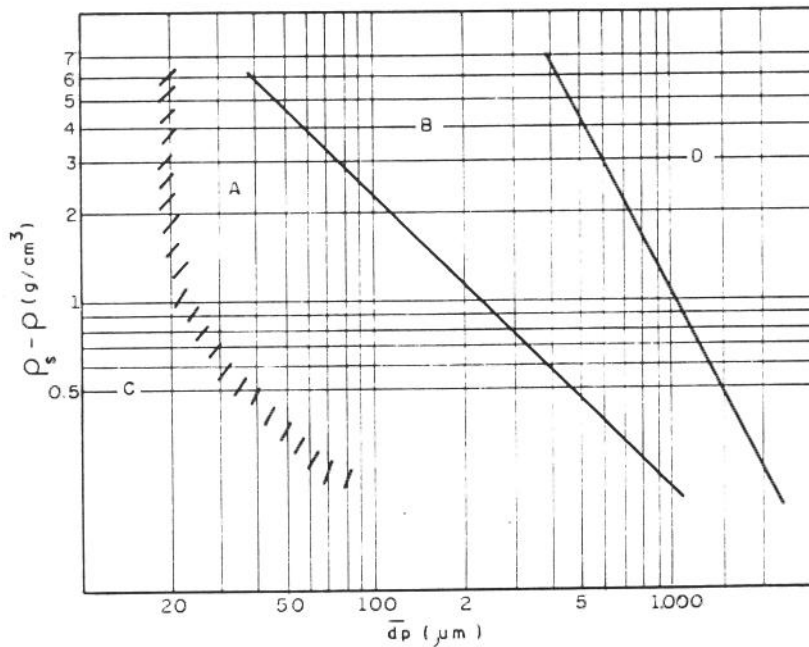


Fig. 1.3 - Diagrama simplificado para classificação de partículas sólidas em função de suas características de fluidização em ar na condição ambiente - Geldart (1973)

Grace (1984) desenvolveu um outro diagrama, apresentado na Fig. 1.4, para identificar os regimes de escoamento, baseado no diagrama proposto inicialmente por Reh (1968). A identificação do regime de fluidização baseia-se na velocidade do gás e nas propriedades das partículas através dos números de Arquimedes Ar e de Reynolds Re :

$$Ar = \frac{g \bar{d}_p^3 \rho (\rho_s - \rho)}{\mu^2} \quad (1.1)$$

$$Re = \frac{\rho U_0 D}{\mu} \quad (1.2)$$

O diagrama permite a delimitação das condições de operação de diferentes sistemas para processamento de sólidos através da análise dos adimensionais:

$Ar^{1/3}$ - diâmetro adimensional da partícula e
 $(Re/C_D)^{1/3}$ - velocidade adimensional da partícula.

$$\left(\frac{Re}{C_D}\right)^{1/3} = U_0 \left[\frac{\rho^2}{(\rho_s - \rho)g\mu} \right]^{1/3} \quad (1.3)$$

onde:

- C_D - coeficiente de arraste;
- $\bar{d}_p$ - diâmetro médio das partículas;
- D - diâmetro da coluna principal;
- g - aceleração da gravidade;
- U_0 - velocidade superficial do gás;
- μ - viscosidade do gás;
- ρ - massa específica do gás, e
- ρ_s - massa específica do sólido.

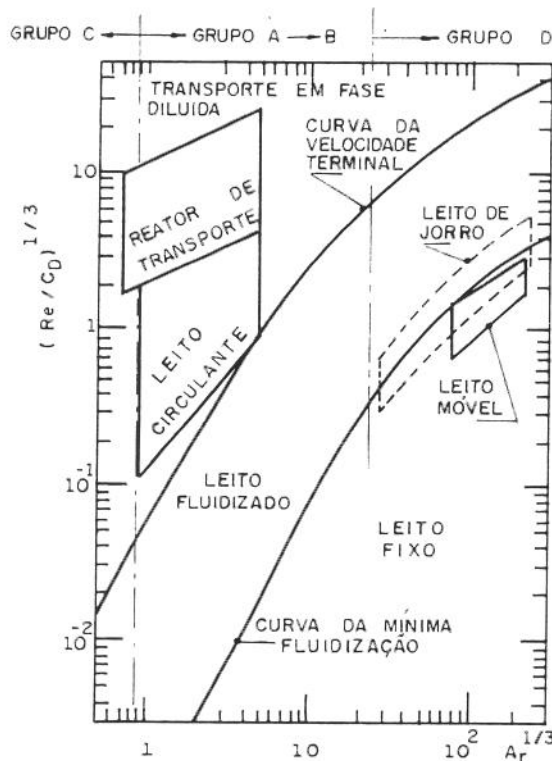


Fig. 1.4 - Diagrama de regimes de contato gás-sólido - Grace (1984)

O trabalho experimental desenvolvido nesta pesquisa foi realizado com partículas pertencentes ao grupo B de Geldart, devido à sua importância em processos de combustão.

A utilização de leitos fluidizados circulantes tomou grande impulso a nível mundial com a conscientização da necessidade de controle da emissão de poluentes na queima de combustíveis sólidos, uma vez que essa tecnologia mostrou-se mais eficiente que a dos leitos fluidizados convencionais (borbulhantes). A geração de

energia elétrica a partir da queima de combustíveis fósseis, em particular a queima de carvão mineral, deverá ocupar nas próximas décadas um papel progressivamente mais importante no Brasil e no mundo - Reh (1971), Yerushalmi, Turner e Squires (1976), Lee e Hyppanen (1989), Da Silva; Goldstein e Pécora (1992).

Como vantagens da combustão em leito fluidizado circulante podemos citar: (Howard, 1989)

- . A elevada recirculação assegura que os sólidos finos elutriados retornem ao leito visando aumentar a taxa de queima do carbono;

- . A operação com sólidos de maior superfície específica favorece significativamente os coeficientes de transferência de calor e de massa, resultando em sistemas mais compactos;

- . O leito estando altamente expandido fornece melhor contato gás-partícula, resultando em eficiências maiores na queima do carbono e emissões menores de SO_2 e NO_x , e

- . Possibilidade de operação com material particulado com propriedades coesivas, difícil de processar em leitos fluidizados convencionais.

O esquema de um combustor com leito fluidizado circulante é mostrado na Fig. 1.5.

A preservação do ambiente exige que o combustível seja queimado de maneira eficiente, entre outras razões para reduzir a emissão de poluentes na atmosfera: monóxido de carbono CO , particulados e óxidos de enxofre SO_x e de nitrogênio NO_x .

Já há mais de 40 fornecedores de caldeiras com combustão fluidizada, com cerca de 350 unidades instaladas no mundo, com uma capacidade superior a 35000 t/h de vapor - Simbeck e Vejtasa (1989). A tendência é ir das pequenas caldeiras com leito borbulhante e pequeno controle da poluição para grandes unidades com leito circulante e controle efetivo da poluição de SO_x e NO_x , bem como de particulados, utilizados para geração em usinas termoeletricas.

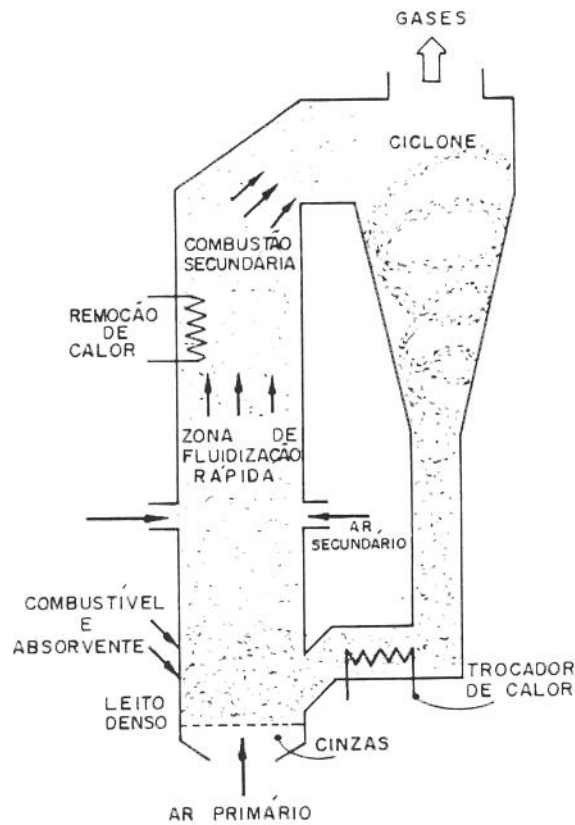


Fig. 1.5 - Sistema de combustão em leito fluidizado circulante
Howard (1989)

1.2 - Motivação à Pesquisa

O comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado circulante é função do balanço de pressão global ao longo do circuito, que envolve a coluna principal, o ciclone, a válvula de recirculação e a coluna de retorno de sólidos. A falta de dados experimentais e modelos que descrevam o comportamento de cada um desses componentes é notável na literatura, sendo urgente a necessidade de estudos no sentido de suprir as lacunas existentes, face à crescente importância industrial de leitos fluidizados circulantes.

1.3 - Objetivos Deste Trabalho

O objetivo principal desta tese é estudar a dinâmica do escoamento num leito fluidizado circulante com injeção de ar secundário.

Visando alcançar esse objetivo, as seguintes etapas foram estabelecidas:

- . Revisão da literatura nos aspectos referentes a escoamento gás-sólido e sistema de recirculação;
- . Participação da construção de um equipamento em escala piloto;
- . Obtenção de dados experimentais envolvendo perfis de pressão, perfis de temperatura, descargas de gás e de sólidos e caracterização das partículas sólidas;
- . Análise dos resultados experimentais procurando obter correlações para a queda de pressão em ciclones e válvulas de recirculação tipo L;
- . Estudo da modelagem matemática e proposição de um modelo mecanicista para a fluidodinâmica de leitos fluidizados circulantes, e
- . Comparação dos resultados da modelagem com os dados experimentais disponíveis.

CAPÍTULO 2
O ESTADO DA ARTE

2 - O ESTADO DA ARTE

Neste capítulo é feito o levantamento do estado da arte referente à fluidodinâmica do leito fluidizado circulante, com ênfase na válvula de recirculação e no ciclone. A modelagem matemática de leitos fluidizados circulantes é considerada.

2.1 - Fluidodinâmica do Leito Fluidizado Circulante

2.1.1 - Introdução

No capítulo 1 foram discutidos os regimes de fluidização existentes num sistema gás-sólido, desde o leito fixo até o transporte pneumático em fase diluída.

A partir da condição de leito fixo, se o fluxo de massa de gás for progressivamente aumentado chega-se a uma situação em que as partículas sólidas são suportadas pela força de arraste exercida pelo gás. Neste ponto as partículas são móveis e se tem a condição de fluidização mínima ou incipiente.

A velocidade de mínima fluidização U_{mf} é parâmetro importante em sistemas gás-sólidos e pode ser calculada através da equação de Ergun (1952) juntamente com as simplificações propostas por Wen e Yu (1966) como sugerido nos livros clássicos de fluidização de Kunii e Levenspiel (1969) e Davidson e Harrison (1985).

$$\frac{\bar{d}_p U_{mf} \rho}{\mu} = \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \frac{\bar{d}_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2}} - 33,7 \quad (2.1)$$

$$\text{com: } \bar{d}_p = \left(\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{d_{pi}} \right)^{-1} \quad (2.2)$$

onde:

- $\bar{d}_p$ - diâmetro médio de Sauter das partículas;
- d_{pi} - diâmetro das partículas na faixa granulométrica i , e
- x_i - fração mássica de sólidos na faixa granulométrica i

O aumento subsequente do fluxo de massa gasoso pode levar a um dos regimes de fluidização a seguir:

A. Fluidização Particulada

$$U_{mf} \leq U_0 < U_{mb} \quad (2.3)$$

onde:

U_0 - velocidade superficial do gás;

U_{mf} - velocidade superficial do gás na condição de mínima fluidização; e

U_{mb} - velocidade superficial do gás na condição de mínimo borbulhamento.

O leito se expande suavemente, de maneira homogênea, com uma superfície superior bem definida. Algum movimento de partícula em pequena escala pode ocorrer, sem que se observe tendências de agregação. A flutuação de pressão é muito pequena.

B. Fluidização Borbulhante

$$U_{mb} \leq U_0 < U_{ms} \quad (2.4)$$

onde U_{ms} é a velocidade superficial do gás no início do escoamento em golfadas ("minimum slugging velocity").

Formam-se vazios de sólidos nas proximidades da placa distribuidora, que se unem, crescem e sobem na forma de bolhas até a superfície do leito. Há flutuações de pressão irregulares e de amplitude consideráveis.

C. Regime de Escoamento em Golfadas ("slugging")

$$U_{ms} \leq U_0 < U_k \quad (2.5)$$

onde U_k é a velocidade superficial do gás na qual ocorre a transição para a fluidização turbulenta.

Neste regime as bolhas ocupam a maior parte do reator, subindo e sofrendo colapso numa frequência relativamente regular. As flutuações de pressão são grandes e regulares.

O fenômeno do colapso do leito ("choking"), descrito na literatura sobre transporte pneumático, está associado a esse regime. Na prática, "choking" é uma situação indesejável na qual o escoamento de uma suspensão é interrompido, passando para uma condição de escoamento em golfadas com grandes flutuações de pressão (Zenz e Othmer, 1960). Na condição de "choking", o fluxo de sólidos arrastado pelo gás G_s é definido como a capacidade de saturação do gás.

Existindo o colapso, o sólido irá formar um leito no fundo do reator. A velocidade de colapso do leito U_{ch} ("choking velocity") define o limite mínimo da velocidade do gás para o transporte pneumático vertical.

Um estudo comparativo de várias correlações para a velocidade de colapso do leito foi realizado pelo Institute of Gas Technology para o Departamento de Energia dos Estados Unidos. A correlação de Punwani, Modi e Tarman (1976) foi recomendada para a previsão dessa velocidade:

$$\frac{2gD(\varepsilon_{ch}^{-4,7} - 1)}{\left(\frac{U_{ch}}{\varepsilon_{ch}} - U_t\right)^2} = 8,72 \cdot 10^{-3} \rho^{0,77} \quad (2.6)$$

O fluxo de sólidos correspondente é dado por:

$$G_s = \rho_s \left(\frac{U_{ch}}{\varepsilon_{ch}} - U_t \right) (1 - \varepsilon_{ch}) \quad (2.7)$$

onde:

- D - diâmetro do leito;
- ε_{ch} - porosidade na condição de choking, e
- U_t - velocidade terminal da partícula isolada

Yang (1982) modificou a correlação para a velocidade de colapso do leito visando incluir o efeito da densidade do gás, sendo a nova correlação a mais utilizada:

$$\frac{2gD(\varepsilon_{ch}^{-4,7} - 1)}{\left(\frac{U_{ch}}{\varepsilon_{ch}} - U_t\right)^2} = 6,81 \cdot 10^5 \left(\frac{\rho}{\rho_s} \right)^{2,2} \quad (2.8)$$

Entretanto, nem toda mistura gás-sólido sofre colapso. É possível passar diretamente da fase diluída para a de transporte em fase densa, tendo sido desenvolvidos alguns critérios para prever quando o colapso irá ocorrer. Leung (1980) considerou os critérios e recomendou o proposto por Yang (1977), por conter o diâmetro do tubo como parâmetro e ter sido mais consistente com os dados experimentais:

$$Fr = \frac{U_t^2}{gD} \quad \begin{array}{ll} < 0,35 & \text{n\~ao ocorre colapso do leito} \\ > 0,35 & \text{ocorre colapso do leito} \end{array} \quad (2.9)$$

onde Fr é o número de Froude.

D - Fluidização Turbulenta

$$U_k \leq U_0 < U_{tr} \quad (2.10)$$

onde U_{tr} é a velocidade superficial do gás na qual ocorre o transporte pneumático vertical das partículas sólidas.

As bolhas são muito pequenas e as partículas movimentam-se em aglomerados. A superfície superior do leito é difícil de ser distinguida. As flutuações de pressão ao longo do leito são de pequena amplitude.

A transição entre o leito borbulhante e o leito turbulento foi primeiro detectada por Lanneau (1960), que apontou as vantagens da operação no regime turbulento. Foi definida a velocidade de transição U_k , estudada posteriormente por Kehoe e Davidson (1971) e Massimilla (1973). Kehoe e Davidson (1971) descreveram essa transição como o término das golfadas e o início de um estado de contínua coalescência das bolhas, virtualmente um estado com canais para a passagem do gás, enquanto Massimilla (1973) realizou uma pesquisa laboratorial em que mostrou a maior eficiência do contato gás-sólido no leito turbulento.

E. Fluidização em Leito Rápido

$$U_0 \geq U_{tr} \quad (2.11)$$

Rhodes e Geldart (1985) definem o fenômeno da fluidização rápida como aquele que ocorre quando se utiliza velocidades elevadas, nas quais o fenômeno do "choking" não mais ocorre e o sistema fica relativamente insensível às mudanças no fluxo de sólidos recirculados e na velocidade do gás. Essas conclusões foram tiradas baseadas em dados experimentais utilizando finos pertencentes ao grupo A de Geldart.

Yerushalmi, Turner e Squires (1976), por sua vez, após estudarem extensivamente o leito fluidizado rápido, consideram-no como um transporte pneumático operando numa região relativamente densa, próxima ao "choking", o que também foi proposto por Yang (1982) e Matsen (1982).

O leito não tem uma superfície superior. As partículas são transportadas e saem do reator pelo topo, havendo necessidade de se adicionar uma quantidade equivalente de sólidos próximo à placa distribuidora para evitar seu esvaziamento.

Para sólidos finos, a velocidade de transporte é tipicamente uma ordem de grandeza superior à velocidade terminal da partícula individual média. Para sólidos grossos a velocidade de transporte situa-se próxima à velocidade terminal da partícula média U_z . A velocidade de transporte pode ser considerada como uma condição de contorno (limite) que divide os regimes de escoamento gás-sólido verticais em dois grupos. Abaixo dela existe o leito borbulhante e o leito turbulento os quais, salvo algum arraste de sólidos, não possuem fluxo líquido de sólidos, que permanecem no fundo da coluna. Acima da velocidade de transporte existem condições que vão desde o leito rápido até o transporte pneumático em fase diluída. Nessas condições o sólido atravessa totalmente a coluna e a concentração da suspensão depende não apenas da velocidade do gás mas também do fluxo de sólidos G_s .

A condição de leito rápido é caracterizada por concentrações de sólidos relativamente altas, agregação das partículas em aglomerados que quebram e se reformam numa sucessão rápida, retorno extensivo de sólidos e velocidades relativas gás-partícula, que são uma ordem de grandeza superiores à velocidade terminal das partículas individuais.

A concentração de sólidos não é uniforme ao longo da altura do leito fluidizado rápido. A densidade é normalmente maior no fundo, devido em parte aos efeitos de aceleração, e diminui no topo. Em leitos de sólidos finos e leves esse decaimento é muito gradual e em leitos de sólidos grossos e pesados o decaimento pode ser bastante brusco.

Nem todos os regimes de fluidização mencionados são observados em todos os casos. Enquanto a velocidade de mínima fluidização U_{mf} e a velocidade de mínimo borbulhamento U_{mb} dependem apenas de propriedades do gás e das partículas sólidas, a velocidade para início do escoamento em golfadas U_{ms} depende também do diâmetro da coluna e da profundidade do leito, e a velocidade de transporte U_t depende da taxa de alimentação de partículas sólidas no leito.

Em leitos pouco profundos ou em leitos de grande diâmetro, ou ainda, em sistemas onde se atinge um tamanho máximo estável das bolhas, é possível passar diretamente da fluidização borbulhante para a turbulenta, sem a ocorrência do escoamento em golfadas.

Em muitos sistemas gás-sólido as velocidades U_{mf} e U_{mb} são praticamente iguais, não se observando o regime de fluidização particulada.

A velocidade de deslizamento ou velocidade relativa gás-partícula U_d , definida como a diferença entre a velocidade local do gás e a velocidade da partícula sólida, é aproximadamente igual à velocidade de queda livre (velocidade terminal, U_t) de uma partícula isolada no transporte pneumático diluído:

$$U_d = \frac{U_0}{\varepsilon} - \frac{G_s}{(1-\varepsilon)\rho_s} = U_t \quad (2.12)$$

As velocidades de deslizamento são elevadas em leitos rápidos, principalmente para sólidos finos, como pode ser visto na Fig. 2.1 para FCC. A velocidade U_d usada nessa figura corresponde ao valor médio baseado na velocidade média do sólido.

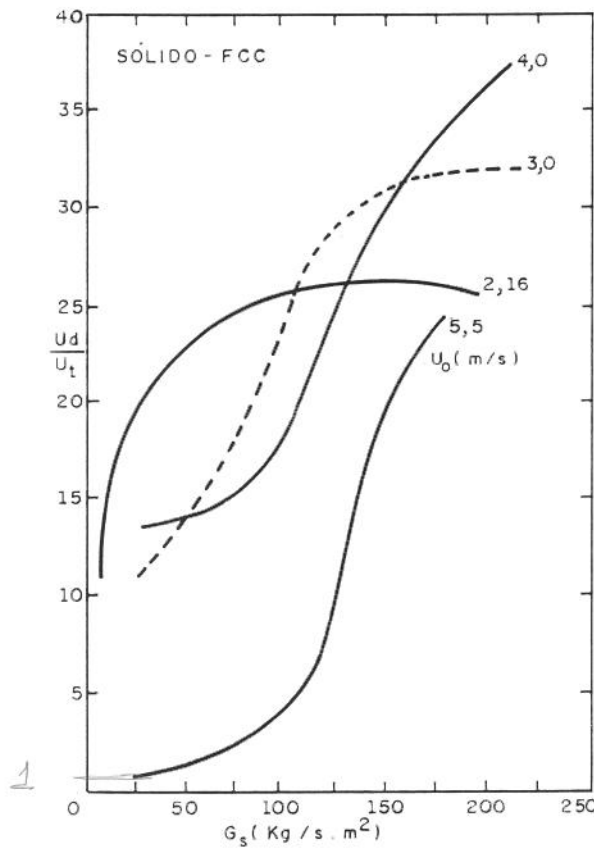


Fig. 2.1 - Velocidades relativas gás-partícula para FCC

O elevado valor de U_d pode ser explicado devido à agregação das partículas sólidas em aglomerados relativamente grandes e densos. Tratando-se dos regimes borbulhante e turbulento, a relação entre a velocidade de deslizamento e a concentração de sólidos é única. No leito rápido, no entanto, isso não ocorre, pois U_d depende também do fluxo de sólidos. A Fig. 2.2 ilustra esse efeito para sólidos finos.

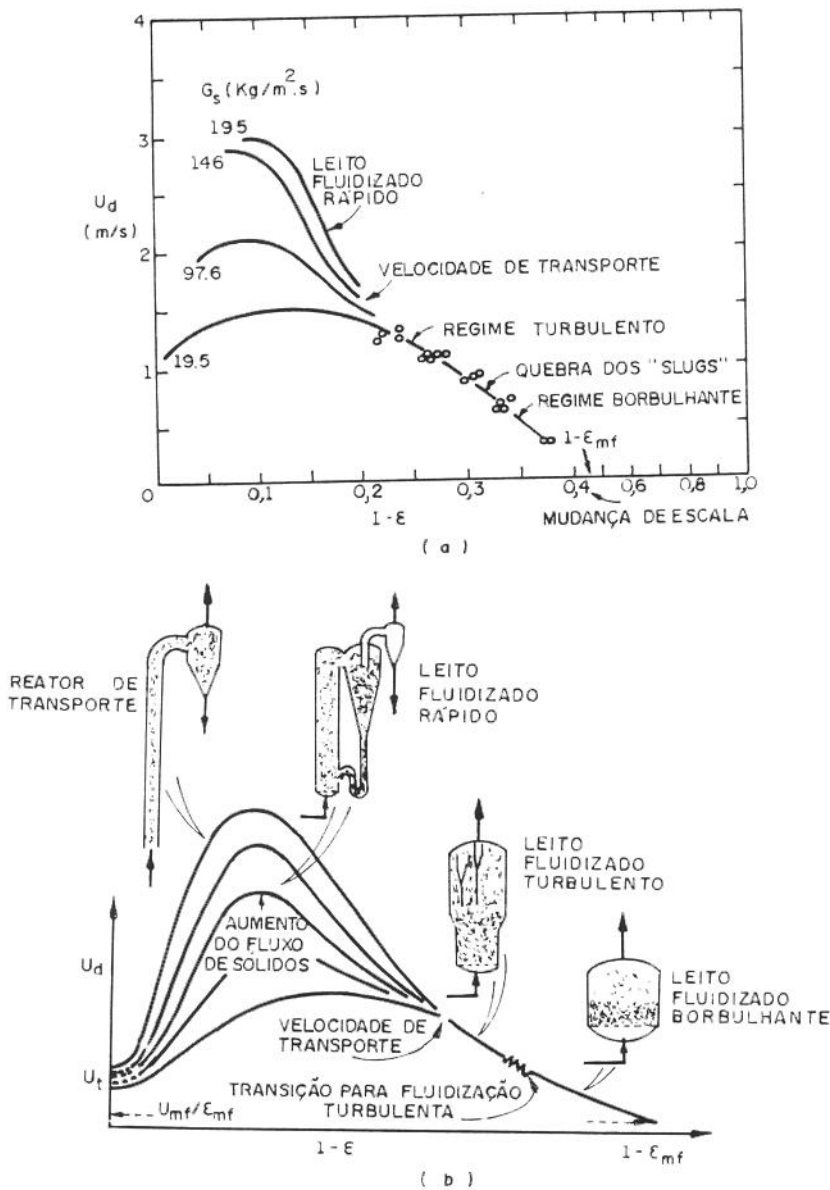


Fig. 2.2 - a. Mapa $U_d \times (1-\epsilon)$ - Yerushalmi, Cankurt, Geldart e Liss (1978)
 b. Mapa qualitativo de fluidização para partículas finas

A velocidade terminal do sólido, U_t , é importante nas correlações de elutriação e arraste de partículas, tendo sido estudada em numerosos trabalhos. É um parâmetro que depende das propriedades físicas do sólido e do gás e do coeficiente de arraste, que, por sua vez, é função do número de Reynolds. Portanto, a velocidade terminal depende do regime de escoamento do fluido.

Para partículas esféricas Klinzing (1981) sugere as seguintes equações para o cálculo de U_t , partindo de uma avaliação inicial do fator K , proposta por McCabe e Smith (1976).

$$K = \bar{d}_p \left[\frac{g(\rho_s - \rho)}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (2.13)$$

. Regime de Stokes ou laminar ($K \leq 3,3$):

$$U_t = \frac{g(\rho_s - \rho) \bar{d}_p^2}{18\mu} \quad (2.14)$$

. Regime intermediário ($3,3 < K < 43,6$):

$$U_t = 0,153 g^{0,71} \bar{d}_p^{1,14} (\rho_s - \rho)^{0,71} \rho^{-0,29} \mu^{-0,43} \quad (2.15)$$

. Regime de Newton ou turbulento ($K \geq 43,6$)

$$U_t = \left[\frac{4}{3} \frac{g \bar{d}_p (\rho_s - \rho)}{0,43 \rho} \right]^{1/2} \quad (2.16)$$

Para partículas não esféricas Geldart (1986) comenta que ainda não existe um método satisfatório para prever a velocidade terminal das partículas. Ele sugere o trabalho de Pettyjohn e Christiansen (1948) para o cálculo de fatores de correção para partículas não esféricas regulares, com esfericidade ϕ entre 0,67 e 0,906.

Massarani (1985) estabeleceu uma nova correlação a partir dos dados experimentais de Pettyjohn e Christiansen. A correlação proposta é usada para determinar a velocidade terminal através do número de Reynolds, sendo válida inclusive na região de transição entre as regiões de Stokes e Newton, isto é, para $10^1 \leq Re \leq 10^3$.

$$Re_t = \frac{\rho \bar{d}_p U_t}{\mu} = \frac{\frac{K_1}{24} (C_D Re^2)}{\left\{ 1 + \left[\frac{K_1 K_2^{0,5}}{24} (C_D Re^2)^{0,5} \right]^n \right\}^{1/n}} \quad (2.17)$$

onde:

$$C_D Re^2 = \frac{4}{3} \frac{\bar{d}_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \quad (2.18)$$

$$K_1 = 0,843 \log \left(\frac{\phi}{0,065} \right) \quad (2.19)$$

$$K_2 = 5,31 - 4,88\phi \quad (2.20)$$

$$n=1/3 \quad 0,6 \leq \phi \leq 0,8$$

$$n=2,70-1,75 \phi \quad 0,8 \leq \phi \leq 1,0 \quad (2.21)$$

Na condição de fluidização turbulenta imagina-se que as partículas sólidas de menor diâmetro (finos) formam aglomerados ("clusters"), com um tamanho e densidade tais que sua velocidade terminal permanece superior a U_0 . Isto explicaria porque é possível manter um leito quando as velocidades do gás são 10 a 20 vezes maiores do que a velocidade terminal da partícula média.

No leito fluidizado rápido os sólidos são arrastados ao longo do eixo do reator, com uma densidade ou concentração que depende não apenas de U_0 como de G_s . Os agregados se quebram e se reconstituem em rápida sucessão e o refluxo de sólidos é significativo, o que garante a uniformidade de condições, como a da temperatura ao longo do reator, por exemplo.

A densidade da suspensão não é uniforme ao longo do reator, sendo maior no fundo e menor no topo. Exemplo das variações de porosidade são apresentadas na Fig. 2.3, proveniente do trabalho de Li, Chen, Wang, Wang e Kwauk (1981), num reator de 8 metros.

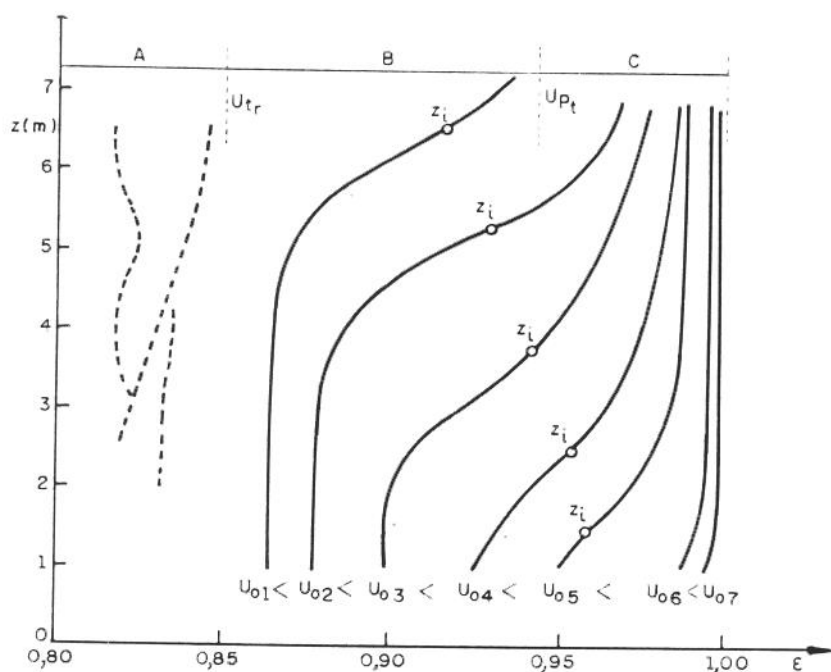


Fig. 2.3 - Variação da porosidade ao longo da altura de um leito fluidizado rápido

Os autores identificaram três regiões distintas ao longo do perfil de porosidades. A região A é associada a $U_0 < U_{tr}$, caracterizada por um perfil bastante desigual e instável da porosidade.

A região B, corresponde às condições em que $U_{tr} \leq U_0 < U_{pt}$, onde U_{pt} corresponde à velocidade em que se inicia o transporte pneumático; é caracterizada por um perfil de porosidade com valores menores na região inferior do reator e valores mais elevados na região superior, passando por um ponto de inflexão z_i . Os autores definem que este ponto caracteriza a altura onde haveria transição de leito rápido para transporte pneumático.

A região C, onde $U_0 > U_{pt}$, corresponde à região de transporte pneumático, para a qual a porosidade do leito é praticamente constante ao longo de todo o comprimento do reator.

2.1.2 Mapas dos Regimes de Fluidização

Não há um mapa universalmente aceito para definir o regime de fluidização existente num reator. As Figs. 2.4 a 2.7 a seguir trazem os principais mapas disponíveis.

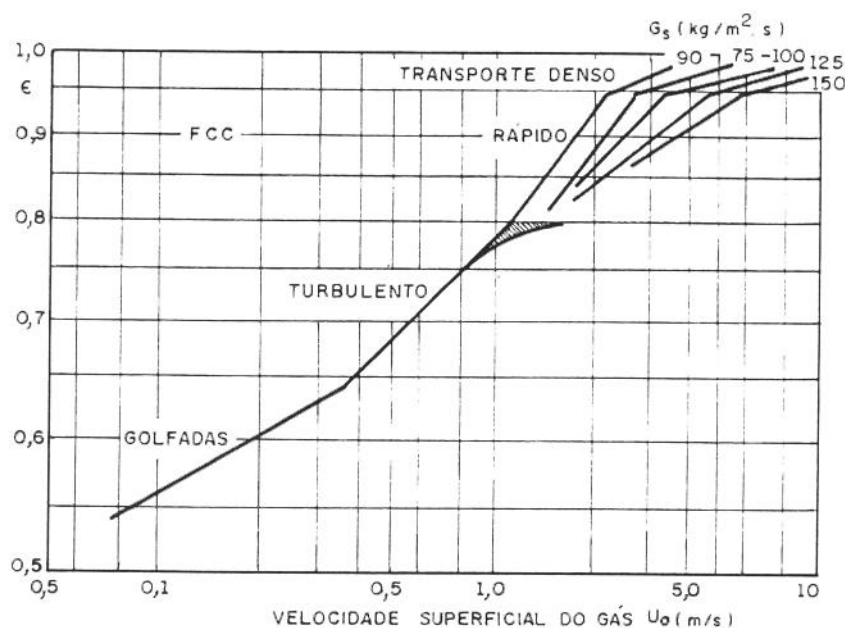


Fig. 2.4 - Curva de expansão de Avidan e Yerushalmi (1982)

Na Fig. 2.4 é apresentado o diagrama de porosidade em função da velocidade superficial do gás obtido para FCC, onde podem-se verificar as regiões em que ocorrem os diferentes regimes de fluidização.

A Fig. 2.5 traz o diagrama de queda de pressão no leito em função da velocidade do gás para sólidos pertencentes ao grupo A de Geldart. O gradiente de pressão aumenta rapidamente no início, devido à queda de pressão através do leito fixo de sólidos. Na velocidade de mínima fluidização, os sólidos começam a se expandir e o gradiente de pressão se deve praticamente à sustentação das partículas sólidas. Em velocidades superiores à de mínima fluidização, começam a aparecer bolhas, provocando a redução do gradiente de pressão no leito.

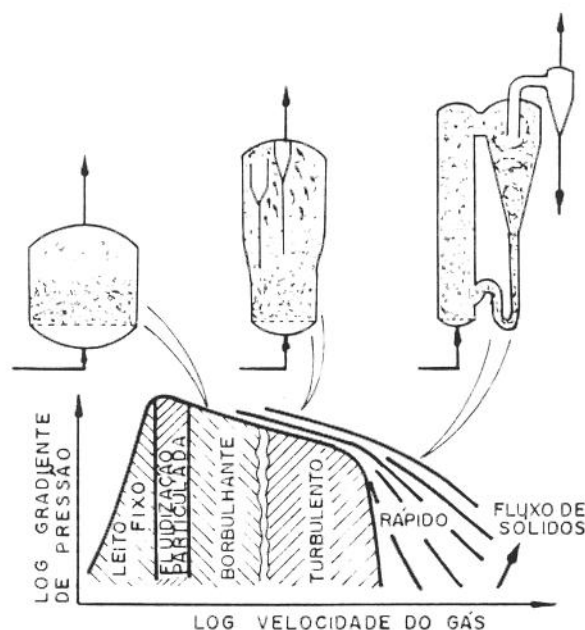


Fig. 2.5 - Diagrama de fase da fluidização para sólidos finos - Yerushalmi, Turner e Squires (1976)

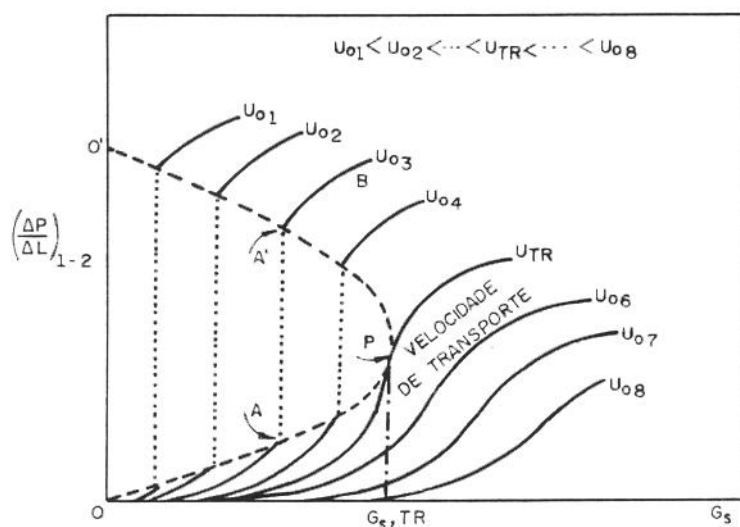


Fig. 2.6 - Curva $\Delta P/\Delta L \times G_s$ de Yerushalmi e Avidan (1985)

A curva de Yerushalmi e Avidan (1985) na Fig. 2.6, mostra a perda de pressão entre dois níveis situados na metade inferior de uma coluna de 15,2 cm de diâmetro interno como função do fluxo de sólidos para diferentes velocidades U_0 , acima e abaixo da velocidade de transporte U_{tr} . Para $U_0 < U_{tr}$ e $G_s < G_{s,tr}$, que é o fluxo no qual se dá a saturação da capacidade de carregamento do gás, os sólidos atravessam a coluna em transporte pneumático diluído e a pequena perda de pressão corresponde a algum ponto ao longo da curva OA. No ponto A, onde

$G_s = G_{s,tr}$ um pequeno incremento em G_s acarreta o colapso dos sólidos, que formam um leito fluidizado no fundo da coluna. O nível deste leito se situaria em torno da tomada superior de pressão. Um pequeno incremento em G_s traz a superfície do leito acima desta tomada de pressão, correspondendo ao gradiente indicado pelo ponto A'. A curva A'B mostra que há aumento adicional do gradiente de pressão e, portanto, da densidade do leito, com o aumento de G_s . Isto ocorre porque há um aumento da velocidade do sólido U_s e, conseqüentemente, uma diminuição da velocidade de deslizamento da qual depende a densidade.

Se $U_{03} < U_k$ o leito será borbulhante. Numa coluna de pequeno diâmetro, como no experimento mencionado, ocorre o escoamento em golfadas, com flutuações de pressão. O diagrama esquematizado representa, neste caso, valores médios. Para U_{03} os sólidos entre as duas tomadas de pressão não podem assumir densidades correspondentes aos gradientes de pressão ao longo de AA', onde os estados são instáveis: um pequeno aumento de G_s faz subir o nível do leito; uma pequena diminuição faz cair o nível, esvaziando o leito até que se estabeleça o transporte pneumático diluído com densidade correspondente ao ponto A.

Em geral, para todas velocidades $U_0 < U_{tr}$, o sólido presente na metade inferior do reator não pode assumir configuração estável nas densidades correspondentes à área limitada pelo eixo vertical e pela curva tracejada semi-circular.

Para uma velocidade superficial do gás maior ou igual à velocidade de transporte não ocorre nenhuma descontinuidade aparente nos estados do sistema gás-sólido. Ao contrário, a concentração de sólidos aumenta com G_s , o que se reflete no aumento do gradiente de pressão.

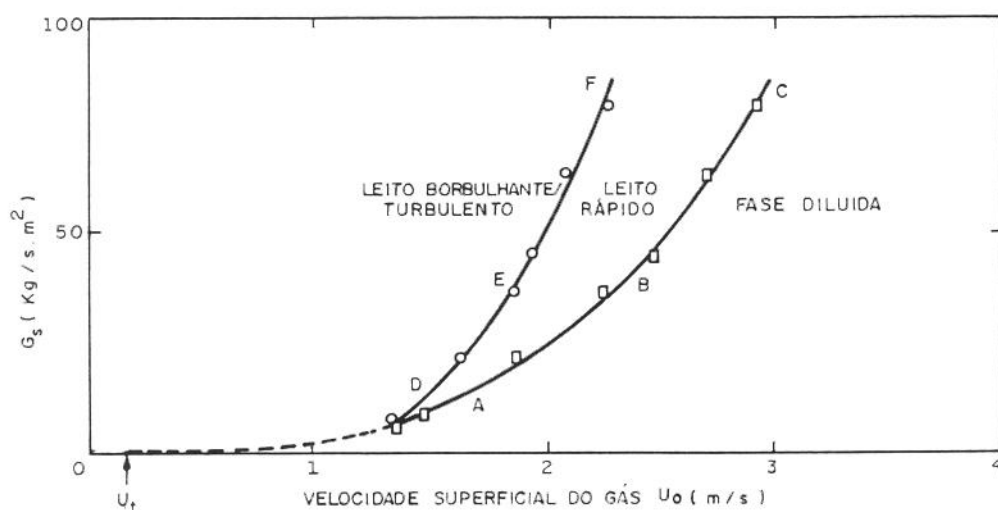


Fig. 2.7 - Fluxo de sólidos $\times$ Velocidade superficial do gás -
Takeuchi, Hirama, Chiba, Biswas e Leung (1986)

As curvas da Fig. 2.7 foram obtidas pela variação independente dos fluxos de sólido e de gás. Os autores tentaram estabelecer com maior precisão o que vem a ser um leito fluidizado rápido, considerado por Yerushalmi como uma classe de leito fluidizado na qual ocorrem altas velocidades do gás e altas taxas de circulação de sólidos. Eles propõem que o leito rápido seja definido como o escoamento cocorrente para cima, em regime permanente, de uma mistura de um gás com um sólido, com a existência de um leito mais denso na parte inferior do reator coexistindo com uma suspensão relativamente diluída na parte superior.

2.1.3 Dados Experimentais Disponíveis

É considerável o número de trabalhos experimentais publicados pelos pesquisadores do City College de Nova York, como pode ser verificado no trabalho "High velocity fluidization" por Yerushalmi e Avidan, publicado no livro Fluidization, 2nd ed., Academic Press, 1985, editado por J.F. Davidson, R. Clift e D. Harrison. Neste artigo estão disponíveis dados experimentais sobre as velocidades de transição entre os regimes de fluidização, mostrando inclusive a influência de parâmetros como: tamanho da partícula, distribuição granulométrica, altura do leito, pressão e tamanho do leito.

Informações mais recentes são discutidas a seguir, em ordem cronológica, não incluindo os trabalhos que se referem ao modelamento do processo, que serão discutidos no item 2.4.

Weinstein, Shao e Wasserzug (1985) mediram experimentalmente, usando raio X, a existência de variações na densidade de sólidos no leito, tanto axial como radialmente. As curvas confirmam um núcleo diluído cercado por uma região densa. Esta distribuição radial persistiria desde a fase mais densa no fundo do reator até pelo menos a transição para escoamento diluído. Os autores mediram porosidades médias na parte inferior do reator da ordem de 0,92, com valores da ordem de 0,65, típicos de um leito borbulhante, na região anular.

Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983) mostraram que a distribuição axial de porosidades depende não apenas do fluxo de sólidos recirculado e da velocidade do gás mas também da queda de pressão na coluna de retorno, muitas vezes denominada gradiente de pressão imposto ao leito.

Weinstein, Meller, Shao e Parisi (1984) verificaram experimentalmente que, para escoamentos com os mesmos valores de velocidade do gás, gradiente de pressão imposto ao leito, vazão de sólidos e diâmetro de partícula, a distribuição de porosidade é função da densidade do sólido.

Weinstein, Shao e Schnitzlein (1986) acrescentaram mais informações acerca da variação da distribuição radial de porosidade ao longo da altura do reator, mostrando que a variação vai se tornando menos acentuada quando se atinge a fase de escoamento diluído.

Hartge, Li e Werther (1986), Hartge, Rensner e Werther (1988) confirmaram em seus experimentos a estrutura de escoamento anular do escoamento.

Rhodes e Geldart (1986) verificaram através da medida da queda de pressão ao longo da coluna de um leito fluidizado circulante que o perfil da concentração de sólidos depende do fluxo de sólidos recirculado e da velocidade do gás os quais provocam mudanças na altura da região densa no fundo da coluna.

Arena, Cammarota e Pistone (1986) obtiveram perfis da concentração de sólidos ao longo da coluna através de sua medida direta, utilizando válvulas de fechamento rápido, e da medida da queda de pressão ΔP , assumindo que ela é devida apenas ao peso das partículas no comprimento Δz , ou seja:

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = \rho_s(1 - \epsilon)g \quad (2.22)$$

A comparação dos resultados fornecidos pelos dois métodos levou a diferenças entre 20 e 70%, indicando que em seu sistema experimental o efeito do componente de atrito não pode ser desprezado.

Brereton e Stromberg (1986) fizeram estudos de ampliação de escala utilizando dois combustores com leito fluidizado circulante e injeção secundária de ar. Verificaram a existência de aglomerados no centro do escoamento mesmo em baixas concentrações de sólidos (10 kg/m^3) e a estrutura de escoamento anular em ambos os sistemas. Os autores observaram ser possível a aplicação do modelo de Li e Kwauk (1982) para obtenção do perfil de porosidade em sistemas com injeção de ar secundário, desde que se determinem os valores das constantes ϵ_d (porosidade limite da fase densa), ϵ^* (porosidade limite da fase diluída) e z_i (posição do ponto de inflexão) para as regiões abaixo e acima da injeção.

Dry (1987) verificou experimentalmente que para altas velocidades do gás ($U_0=6$ a 9 m/s) há segregação das partículas de maior diâmetro para a região da parede e que a espessura desta zona aumentaria do topo para o fundo do reator. Para valores mais baixos de U_0 (2 m/s) o autor não observou este tipo de segregação. Ele considera que a ausência de segregação em baixas velocidades é consistente com a existência de aglomerados na região do núcleo do escoamento, conforme proposta de Yerushalmi e Avidan (1985). Os aglomerados quebrariam

progressivamente à medida que a velocidade do gás é aumentada, passando as partículas a ter um comportamento mais individualizado.

Kefa, Jianren, Zhongyang, Jianhua e Mingjiang (1988) verificaram as trajetórias de misturas de sólidos com diferentes diâmetros constatando uma maior concentração de partículas grossas nas paredes.

Li, Tung e Kwauk (1988) mostraram em seus experimentos o efeito do inventário no perfil de porosidade do leito circulante, verificando a elevação da altura do ponto de inflexão entre as regiões densa e diluída com o aumento do inventário de sólidos.

Rhodes, Lausmann, Villain e Geldart (1988) confirmaram experimentalmente com uma sonda, as variações axial e radial do fluxo de sólidos.

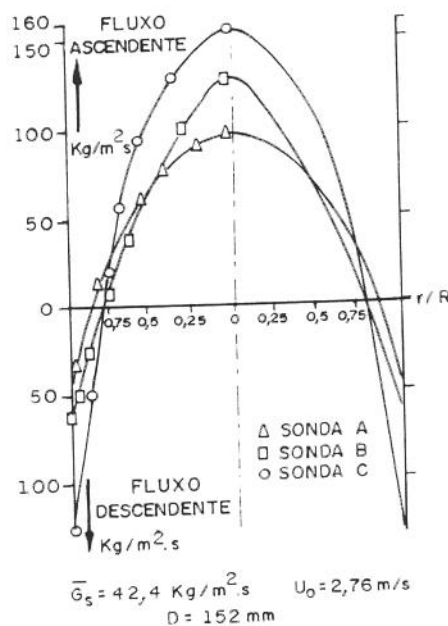
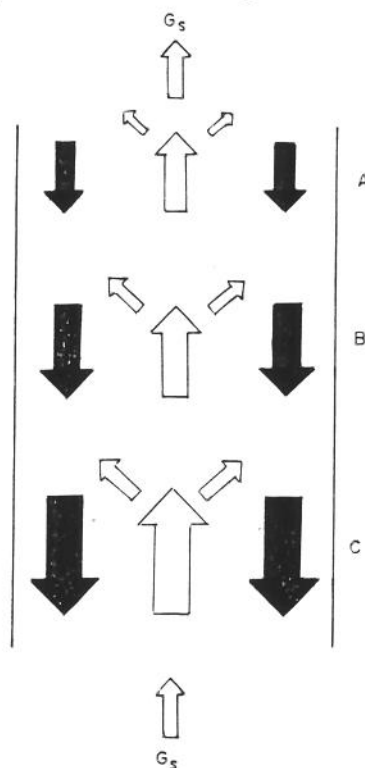


Fig. 2.8 - Perfil radial do fluxo de sólidos

Os resultados apresentados na Fig. 2.8 mostram que os perfis radiais dos fluxos de sólidos têm a forma parabólica nas medições efetuadas em diferentes alturas da coluna. Nos experimentos a sonda A estava numa posição superior à sonda B e esta superior à sonda C. Verificou-se que tanto o fluxo de sólidos para cima na região central do escoamento, como o fluxo de sólidos para baixo, na região da parede, decrescem com a elevação ao longo do reator. Este efeito seria mais pronunciado à medida que diminui a velocidade superficial do gás. Os

autores explicam estes efeitos em função de uma transferência de sólidos do núcleo para a parede, conforme esquematizado na Fig. 2.9.



$$G_s = G_{s, \text{ASCENDENTE}} - G_{s, \text{DESCENDENTE}}$$

$$G_{s, \text{ASCENDENTE B}} - G_{s, \text{ASCENDENTE A}} = \\ = G_{s, \text{DESCENDENTE B}} - G_{s, \text{DESCENDENTE A}}$$

Fig. 2.9 - Esquema do movimento das partículas

Segundo os autores, é de se esperar que a taxa dessa transferência seja proporcional ao fluxo de sólidos para cima, dando origem, em consequência, a um decréscimo exponencial dos fluxos para cima e para baixo em função da altura.

Bolton e Davidson (1988) propuseram com base em dados experimentais que o leito pode ser dividido em duas partes: uma parte inferior ocupada por um leito fluidizado borbulhante (turbulento) ou em escoamento em golfadas e uma parte superior anular, com um núcleo em que as partículas são arrastadas pelo gás para cima e uma seção anular densa adjacente à parede, onde as partículas caem sob a ação da gravidade. Foi visualizada uma pequena zona de transição (0,2m relativamente aos 5,5m da coluna) de extrema turbulência.

Os autores mediram o fluxo de partículas junto à parede ω e verificaram que ela diminui com a altura acima da placa distribuidora z de acordo com:

$$\omega = \omega_0 + \Delta\omega \exp(-cz) \quad (2.23)$$

onde ω_0 , $\Delta\omega$ e K são constantes a serem determinadas. Os autores propõem que deve ocorrer uma variação semelhante da descarga de sólidos para cima no núcleo. Segundo eles o decréscimo exponencial da expressão poderia ser explicado por conta da difusão turbulenta de partículas na direção da parede.

O refluxo de sólidos medido na coluna de 15cm de diâmetro variou de cerca de uma vez o valor da taxa de alimentação de sólidos no reator na parte superior do mesmo, até quatro vezes este valor na parte inferior. Esta intensa recirculação interna de partículas explicaria as velocidades de deslizamento elevadas e as altas eficiências de contato constatadas pelos primeiros observadores.

Bolton e Davidson estimam o conteúdo de sólidos no núcleo relativamente ao do anel junto à parede num caso típico, como menor do que 0,5. Devido à natureza não homogênea do escoamento, acreditam em problemas quando da ampliação de escala dos reatores.

Horio, Morishita, Tachibana e Murata (1988) fizeram leitura da velocidade das partículas e constataram que a circulação de sólidos no interior do reator é da mesma ordem de grandeza da circulação externa, como haviam afirmado Bolton e Davidson. Os autores verificaram também que os aglomerados de partículas na parede aumentam enquanto escoam para baixo, enquanto os aglomerados na região do núcleo são muito menores e permanecem de tamanho praticamente constante.

Brereton, Grace e Yu (1988) estudaram experimentalmente a mistura axial do gás ao longo do reator e constataram um forte aumento na dispersão axial com o aumento da densidade da suspensão, presumivelmente pelo aumento da descarga de sólidos para baixo junto à parede. Uma forte influência da geometria da saída do reator também foi constatada. Em geral os autores acreditam que a suposição de que o escoamento de gás é pistonado pode ser um erro.

Bader, Findlay e Knowlton (1988) também verificaram experimentalmente a existência do escoamento anular na coluna, com centro diluído e ânulo concentrado. Observaram que o fluxo de sólidos tem a forma de uma parábola, com o fluxo médio de sólidos no escoamento descendente na parede de 6 a 8 vezes maior do que o fluxo médio de sólidos na coluna. No centro o escoamento é ascendente e com fluxos mássicos de 3 a 5 vezes o fluxo médio. A distribuição da porosidade radial na coluna principal também apresentou forma parabólica, com porosidades de 0,95 a 0,98 no centro e de 0,70 a 0,75 no ânulo. A espessura da região anular variou de 2,5 a 4,0 cm em experimentos num reator com 30,5cm de diâmetro.

Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988), através da medida direta da concentração de sólidos utilizando válvulas de fechamento rápido instaladas ao longo da coluna de subida de um leito fluidizado circulante, confirmaram a validade do cálculo da porosidade utilizando a equação (2.22) e medidas da queda de pressão nas condições experimentais testadas. Os autores também compararam os resultados obtidos em dois sistemas com diâmetros da coluna diferentes, verificando que, para os mesmos valores de fluxo de sólidos recirculado e velocidade do gás, obtém-se maiores valores de porosidade para o leito de 4,1cm do que para o de 12,0 cm.

Arena, Cammarota, Marzocchella e Massimilla (1989) utilizaram a digitalização da imagem produzida por uma câmara de vídeo para a análise do escoamento de esferas de vidro. Concluíram que não existem agregados de sólidos isolados na coluna, estando as partículas em regiões contínuas concentradas ("streaks"), favorecem o aparecimento de bolhas com formato irregular ("slugs") no centro da coluna, as quais se movem com velocidades bem maiores do que a velocidade superficial do gás.

Kato, Shibasaki, Tamura, Arita, Wang e Takarada (1989) consideram que o leito fluidizado rápido é constituído por uma região densa inferior e uma região diluída superior. A altura do ponto de inflexão entre as regiões densa e diluída (z_i) foi determinada através da medida do perfil de queda de pressão no leito sendo função da velocidade superficial do gás, fluxo recirculado de partículas e do número de Reynolds.

Os autores também verificaram que a concentração de partículas no leito é afetada pela velocidade superficial do gás U_0 , fluxo de sólidos recirculado G_s , número de Reynolds Re_p , diâmetro do tubo D , localização do ponto de inflexão z_i e distância axial do distribuidor z .

Rhodes, Hiram, Gerutti e Geldart (1989) obtiveram experimentalmente perfis radiais de porosidade, confirmando a existência de uma região diluída central e concentrada nas paredes.

Wang e Gibbs (1990) analisaram o efeito da injeção de ar secundário em três posições diferentes na coluna principal de um combustor com leito fluidizado circulante. Observaram um aumento da queda de pressão abaixo da posição de injeção devido, segundo os autores, à formação de um leito mais denso abaixo desse ponto pois houve redução na velocidade do gás. Verificaram também que com a injeção de ar secundário, o tempo de residência do material sólido no leito aumenta.

Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990) verificaram que a coluna principal do leito fluidizado circulante era formada por uma região densa inferior e outra diluída superior e que a posição da interface entre elas seria determinada pelo balanço de pressão no sistema, dependente do inventário de sólidos.

Kato, Takarada, Tamura e Nishino (1990) obtiveram perfis radiais de concentração de sólidos em condições classificadas como leito turbulento, leito rápido e transporte pneumático. Em face dos resultados experimentais os autores propuseram um modelo para a estrutura de escoamento num leito rápido, que seria constituído de aglomerados de partículas dispersos em uma fase densa próxima à parede, de espessura dependente da altura, e uma fase diluída central. Na fase diluída também existiriam aglomerados de partículas, que tenderiam a diminuir com a altura. O esquema da estrutura proposta pode ser visualizado na Figura abaixo:

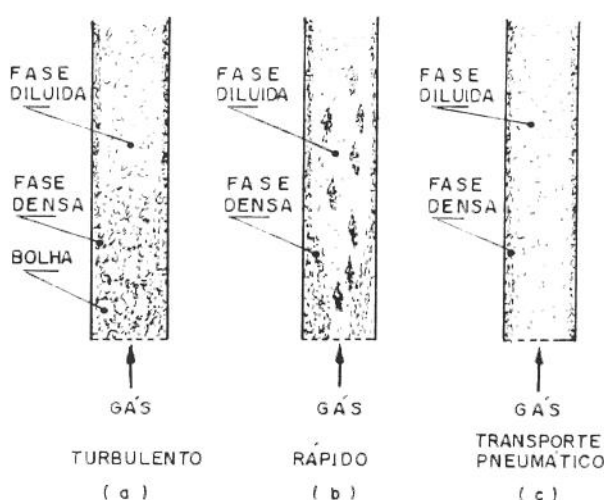


Fig. 2.10 - Estrutura de escoamento na coluna principal de um leito fluidizado circulante - Kato et al.(1990)

Choi, Yi e Son (1990) realizaram experimentos com areia em taxas de recirculação baixas, o que difere da maioria dos experimentos, que utilizam sólidos do grupo A de Geldart e fluxos de recirculação na faixa de 30 a 120 kg/sm². Os autores consideraram que o leito circulante possuiria uma região densa inferior e uma região diluída superior na proposição das correlações mostradas no item 2.4.1.

Louge, Lischer e Chang (1990) utilizaram uma sonda capacitiva para a análise do escoamento próximo à parede em um leito fluidizado circulante. Seus resultados confirmaram a existência de uma região anular densa próxima à parede cuja porosidade aumentaria com a altura e com a velocidade superficial do gás. Em

face desses resultados, os autores criticam o modelo proposto por Yang (1988), que havia considerado a porosidade constante e igual a ϵ_{mf} na região anular. Observaram também a existência da região anular em todo o comprimento da coluna e não apenas na região densa inferior como proposto por Yang, ou apenas na região diluída superior, como proposto por Bolton e Davidson (1988) e Rhodes e Geldart (1989).

Wirth e Seiter (1991) realizaram trabalho experimental em leito fluidizado circulante com paredes de vidro, visando a determinação da concentração radial de sólidos e da velocidade das partículas na parede. A medida da concentração radial foi feita através da absorção de raios γ e a medida da velocidade das partículas utilizou pó fosforescente marcado por um raio de luz e filmado por uma câmara de vídeo. Eles verificaram que a concentração de sólidos próxima à parede do reator é cerca de 3 vezes a concentração na região central e que a velocidade das partículas próximas à parede é da ordem de 1 a 3 m/s, o que corresponde a, aproximadamente, 8 vezes a velocidade terminal da partícula. Observaram também que existe uma fina camada próxima à parede, com espessura de aproximadamente $10 d_p$, onde não existe sólido, explicando o baixo nível de erosão em leitos fluidizados circulantes. Também não foi observado a existência de partículas com fluxo ascendente próximo à parede.

Li, Xia, Tung e Kwauk (1991) realizaram um trabalho experimental em leito circulante com paredes de vidro para verificar a existência de aglomerados. Foi utilizada uma câmara de vídeo adaptada com um transdutor de fibra ótica. Os resultados evidenciaram a existência de uma fase dispersa e uma fase de partículas aglomeradas em todas as seções transversais da coluna. Verificaram que o formato dos aglomerados é alongado no centro e esférico nas paredes e que a distribuição radial de aglomerados corresponde à da concentração de sólidos.

Grewal, Maures, Fox e Mann (1991) realizaram experimentos com areia e esferas de aço num leito fluidizado circulante, visando obter o perfil de porosidade ao longo da altura. Compararam seus resultados com as correlações de Kwauk et al. (1986) e de Kato et al. (1989) para o valor limite da porosidade da fase diluída ϵ^* do leito, verificando que as duas correlações não apresentam boa concordância com seus resultados experimentais.

Bai, Jin, Yu e Zhu (1992) analisaram o efeito da velocidade do gás, fluxo de sólidos recirculados, diâmetro da partícula, densidade do sólido, diâmetro da coluna e geometria da entrada e saída da coluna principal sobre o perfil de porosidade axial em dois leitos fluidizados circulantes operando com sólidos dos grupos A e B de Geldart. Concluíram que a velocidade do gás e o fluxo recirculado são os parâmetros que exercem maior influência no perfil. Seus resultados experimentais permitiram as seguintes conclusões:

. A distribuição de porosidade axial em leitos fluidizados rápidos é afetada não só pelas condições operacionais, mas também pela geometria da coluna;

. A forma “normal” da distribuição de porosidade é a de uma função exponencial simples. Se a coluna possui uma saída brusca, o perfil tem a forma de um C devido à recirculação de sólidos no topo da coluna. Se a geometria da coluna apresentar uma restrição bastante suave na entrada, o perfil tem o formato de um S.

. A distribuição de porosidade é também afetada pelas condições operacionais e propriedades das partículas. Os resultados obtidos confirmam os obtidos por outros pesquisadores, como mostra a Fig. 2.11.

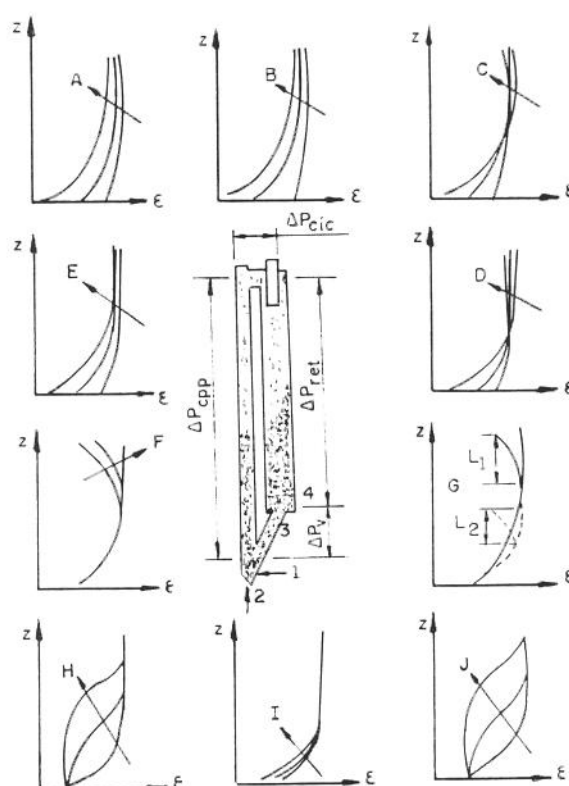


Fig. 2.11- Fatores que influenciam a distribuição de porosidade

(1) ar primário, (2) ar secundário, (3) válvula, (4) acração.

Direção das flechas: A. Velocidade do gás diminuindo, B. Fluxo de sólidos aumentando, C. Diâmetro da partícula diminuindo, D. Densidade da partícula diminuindo, E. Diâmetro da coluna diminuindo, F. Restrições de saída diminuindo, G. Influência da altura da coluna com diferentes restrições de saída,

H. Restrições de entrada diminuindo, I. Inventário de sólidos aumentando com forte restrição de entrada, J. Inventário de sólidos aumentando com restrição de entrada suave.

Cho, Namkung, Kim e Park (1994) analisaram o efeito da injeção de ar secundário sobre a distribuição de sólidos no leito fluidizado circulante, utilizando FCC como particulado. Verificaram que a concentração de sólidos abaixo da posição de injeção z_{As} , aumentava com a razão descarga de ar secundário / descarga de ar total (As/At), enquanto que diminuía suavemente acima de z_{As} . Observaram também que o aumento de z_{As} provocava a elevação da altura da região densa inferior na coluna principal do sistema. Os autores variaram o tipo de injeção, realizando-a radial e tangencialmente, não observando qualquer efeito significativo na distribuição de concentração de sólidos. A Fig. 2.12 traz os resultados experimentais que obtiveram, mostrando esses efeitos.

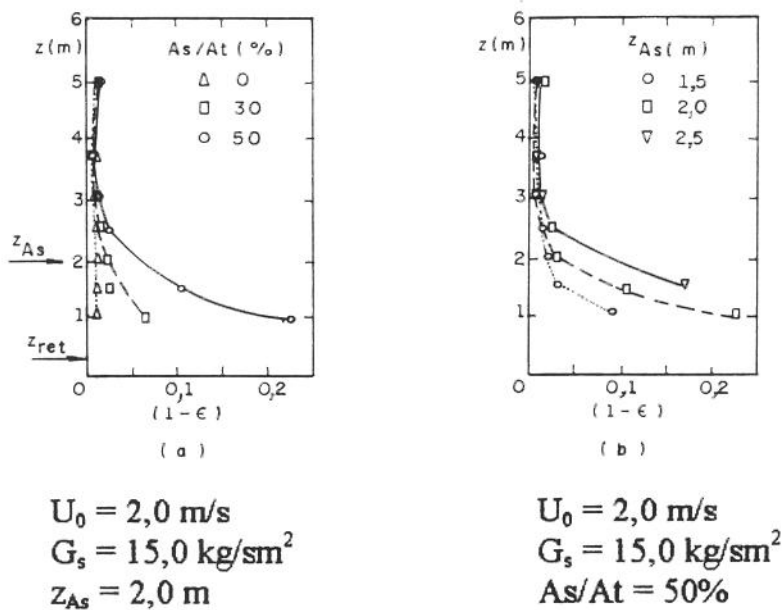


Fig. 2.12 - Perfis da concentração de sólidos na direção axial para diferentes valores de As/At e z_{As}

A análise dos dados experimentais disponíveis na literatura permite a classificação dos trabalhos em função dos assuntos tratados:

A estrutura do escoamento na direção axial foi analisada nos trabalhos de Yerushalmi e Avidan (1985); Bolton e Davidson (1988); Kato, Shibasaki, Tamura, Arita, Wang e Takarada (1989); Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990) e Choi, Yi e Son (1990).

. Estudos sobre fatores que influenciam o perfil de porosidade são apresentados nos trabalhos de Yerushalmi e Avidan (1985); Zhang, Chen e Yang (1985); Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983); Weinstein, Meller, Shao e Parisi (1984); Rhodes e Geldart (1986); Arena, Cammarota e Pistone (1988); Li, Tung e Kwauk (1988); Brereton, Grace e Yu (1988); Grewal, Maures, Fox e Mann (1991) e Bai, Jin, Yu e Zhu (1992).

. A estrutura do escoamento na direção radial foi discutida nos trabalhos de Yerushalmi e Avidan (1985); Weinstein, Shao e Wasserzug (1985); Weinstein, Shao e Schnitzlein (1986); Hartge, Li e Werther (1986); Hartge, Rensner e Werther (1988); Kefa, Jianren, Zhongyang, Jianhua e Mingjiang (1988); Rhodes, Lausmann, Villain e Geldart (1988); Bader, Findlay e Knowlton (1988); Rhodes, Hiram, Gerruti e Geldart (1989); Kato, Takarada, Tamura e Nishino (1990); Louge, Lischer e Chang (1990) e Wirth e Seiter (1991).

. A formação de aglomerados foi tema dos trabalhos de Dry (1987); Horio, Morishita, Tachibana e Murata (1988); Kato, Takarada, Tamura e Nishino (1990) e Li, Xia, Tung e Kwauk (1991).

. Experimentos de ampliação de escala e com injeção de ar secundário são apresentados por Brereton e Stromberg (1986); Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988); Wang e Gibbs (1990) e Cho, Namkung, Kim e Park (1994).

A Tabela 2.1 mostra as principais características e condições operacionais dos sistemas experimentais discutidos anteriormente.

Tabela 2.1 - Estudos Experimentais em Leitos Fluidizados Circulantes

Referência	Material sólido	D (cm)	L (m)	$\bar{d}_p$ (μm)	ρ_s (kg/m^3)	U_0 (m/s)	G_s (kg/sm^2)
Yerushalmi e Avidan (1985)	FCC HFZ-20	15,2	8,5	49	1070-1450	1,2-5,5	63-173
Zhang et al. (1985)	FCC silicagel	9,0	8,0	67,6 220-333	1780		
Weinstein et al. (1983),(1985)	HFZ-20	15,2	8,5	49	1450	2,9-3,4	71-140
Weinstein et al. (1984)	HFZ-20 FCC	15,2	8,5	49	1070-1450	2,7-4,3	n.d.
Weinstein et al.	HFZ-33	15,2	8,5	59	1460	1,1-5,0	12,1-154
Hartge et al. (1986)	areia	5-40	3,3-7,8	56	n.d.	3,4-5,0	65-118

Tabela 2.1 - Estudos Experimentais em Leitos Fluidizados Circulantes (cont.)

Referência	Material sólido	D (cm)	L (m)	$\bar{d}_p$ (μm)	ρ_s (kg/m^3)	U_0 (m/s)	G_s (kg/sm^2)
Hartge et al. (1988)	FCC cinzas	40	8,4	85-120	1500-2600	1,2-5,4	7-70
Rhodes e Geldart (1986)	alumina CBZ-1	15,2	5	38-64	1020-1800	15-40	0-150
Arena et al. (1986)	esferas de vidro	4,1	6,4	88	2600	5,0-7,0	80-600
Brereton e Stromberg (1986)	areia cinzas	20-70	3-10	170-600	2500-2630	5,0-16,8	63,6-181,5
Dry (1987)	FCC	9	7,2	71,2	1370	2-9	55-113
Kefa et al. (1988)	plástico areia carvão	20	4	326-2680	1023-2630	9,2	n.d.
Li et al. (1988)	FCC	9	10	54	929,5	1,5-2,6	14,3-192,7
Rhodes et al. (1988)	FCC cinzas	40	8,4	85-120	1500-2600	1,2-5,4	7-70
Horio et al. (1988)	FCC	5	2,79	60	1000	1,2	8-19
Bolton e Davidson (1988)	vermiculita synclust	15	5,5	60-200	384-1000	1-3	1,1-6,8
Brereton et al. (1988)	areia	15,2	9,3	148	2650	7,1	0-65
Bader et al. (1988)	FCC	30,5	12,2	76	1714	3,7-6,1	98-195
Arena et al. (1988)	FCC esf. de vidro	4,1-12	5,75-6,4	70-90	1750-2543	2,5-7,0	5-600
Arena et al. (1989)	esferas de vidro	4,3 *	6,4	90	2543	5-6	122-420
Kato et al. (1989)	alumina FCC	4,0-9,7	2-3	51-158	1490-1700	1-6	20-100
Rhodes et al. (1989)	alumina	15,2-30,5	6,0-7,4	70	2420	3-4	29,7-40,3
Wang e Gibbs (1990)	areia	8	4	180-256	1536-1641	7-9	10-60
Mori et al. (1990)	FCC esf. vidro limalha de ferro	5	n.d.	56-240	729-5250	2-8	0-150

Tabela 2.1 - Estudos Experimentais em Leitos Fluidizados Circulantes (cont.)

Referência	Material sólido	D (cm)	L (m)	$\bar{d}_p$ (μm)	ρ_s (kg/m^3)	U_0 (m/s)	G_s (kg/sm^2)
Kato et al. (1990)	FCC	15	3	74	1770	1,6-4,0	12-53
Choi et al. (1990)	areia	38	9,1	260-410	2630	3,0-4,7	3,0-14,1
Louge, Lischer e Chang (1990)	FCC	19,7	7	61	1750	2-5	20-120
Wirth e Seiter (1991)	ZnS esf. vidro	16,8	10,5	50-200	n.d.	2,0	n.d.
Li et al. (1991)	FCC	9	10	54	929,5	1,3-3,5	7,3-64,7
Grewal et al. (1991)	areia bola de aço	20,3	6	162-330	2540-7324	3,5-7,8	13,0-93,6
Bai et al. (1992)	FCC sílica gel areia	14-18,6	8-10	31-280	706-2660	2-8	30-180
Cho et al. (1994)	FCC	10	5.3	65	1720	1,5-3,5	5-50

* Diâmetro calculado considerando $D=(4 A \pi^{-1})^{1/2}$, pois se trata de uma coluna retangular com seção transversal de (12x1,2)cm.

Pode-se constatar a forte predominância de experimentos com sólidos do grupo A de Geldart, representando cerca de 80% dos trabalhos. Observa-se também que, na maioria dos trabalhos, a velocidade do gás e o fluxo de sólidos recirculado situaram-se respectivamente entre 2 e 9 m/s e 20 e 120 kg/sm². Foram executados poucos trabalhos experimentais com injeção secundária de ar, dos quais se pode concluir que, apesar da importância fundamental da presença de ar secundário em combustores fluidizados, ainda são necessários estudos sobre a influência deste fenômeno na dinâmica de tais sistemas.

2.2 - Válvula de Recirculação

O estudo da válvula de recirculação de sólidos é importante para conhecer o processo e iniciar um estudo de simulação do leito rápido, que requer a consideração do circuito coluna de subida, ciclone, coluna de descida, válvula de recirculação.

A recirculação de sólidos pode ser feita através de dispositivos mecânicos ou não mecânicos. As válvulas mecânicas mais comuns são as do tipo rotativo, parafuso e borboleta enquanto que, entre as não mecânicas, destacam-se as do tipo J, L, V e selo reverso, esquematizadas na Fig. 2.13.

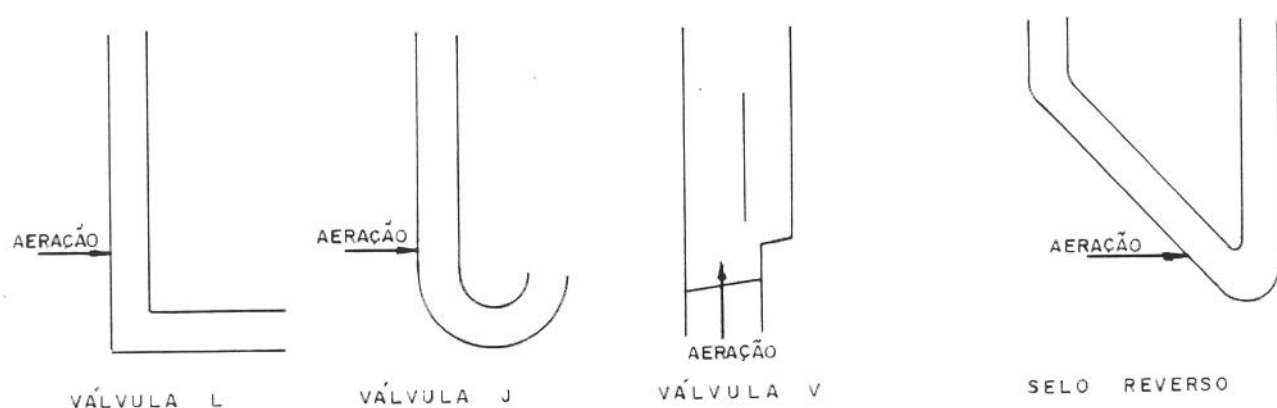


Fig. 2.13 - Tipos mais comuns de válvulas não mecânicas - Knowlton (1988) e Hongzhong e Kwauk (1991)

Válvulas não mecânicas operam melhor com materiais pertencentes ao grupo B de Geldart, como, por exemplo, areia. Sólidos do grupo C (materiais coesivos como farinha de trigo) não são apropriados para esse tipo de válvula devido à dificuldade de fluidização e de escoamento. Materiais do grupo A que possuem um considerável tempo de desaeração, também não operam bem. Sólidos do grupo D, ditos granulares e que possuem diâmetro na faixa de 7000 a 8000 μm ou maior, podem escoar nesses dispositivos desde que o diâmetro da válvula seja suficientemente grande para permitir o escoamento da suspensão, necessitando de quantidades maiores de gás de aeração. Válvulas não mecânicas são mais adequadas para partículas com diâmetro entre 80 e 8000 μm , Knowlton(1988).

As válvulas não mecânicas possuem a vantagem de não possuir partes móveis, exigindo pouca ou nenhuma manutenção. Em sistemas com leito fluidizado circulante essas válvulas recirculam o sólido capturado pelo ciclone, retornando-o ao reator ou coluna principal. A pressão na saída do ciclone é menor do que a do no ponto de retorno de sólidos no reator, o que faz com que esse material seja

transportado no sentido contrário ao do gradiente de pressão. Essa transferência é realizada devido à pressão exercida pela coluna de sólidos sobre a válvula de recirculação.

A injeção de gás na válvula (gás de aeração) é necessária para criar um leito movente de sólidos e, assim, promover o escoamento da suspensão. A quantidade de gás deve ser a mínima possível para permitir uma descida suave do material e alcançar o estado estacionário, Knowlton (1988).

Nesses dispositivos, o controle da descarga de sólidos é função da geometria do equipamento e da descarga do gás para fluidização do material.

A válvula tipo L é a mais comum dentre as não mecânicas, devido ao seu formato, facilidade de construção e eficiência.

A operação dessas válvulas baseia-se na ação das forças de arraste agindo sobre as partículas devido à presença do gás. O escoamento relativo gás-partícula gera uma força de atrito que age nas partículas na direção do escoamento. Quando essa força supera a força de resistência ao escoamento do sólido na válvula, o sólido começa a escoar.

Geralmente as válvulas L estão localizadas na seção inferior da tubulação de retorno de um sistema com leito fluidizado circulante. Knowlton e Hirsan (1978) verificaram que a operação da válvula L depende da queda de pressão no sistema, como pode ser visualizado na Fig. 2.14.

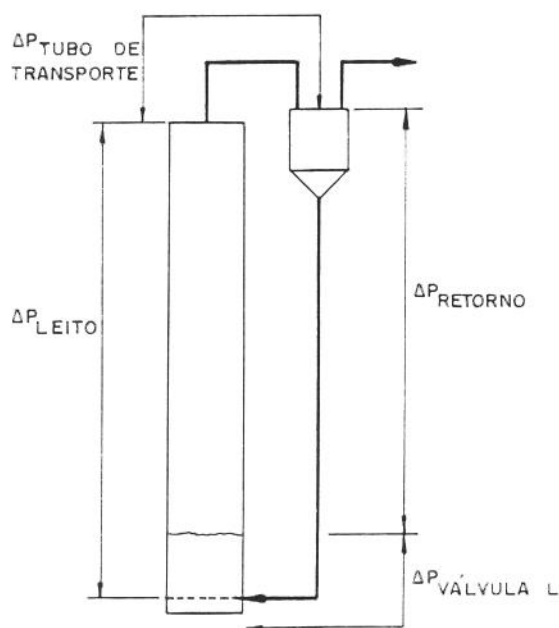


Fig. 2.14 - Sistema de alimentação com válvula L e quedas de pressão no circuito

O balanço de pressão no sistema é estabelecido quando a queda de pressão no tubo de retorno iguala-se a soma das quedas de pressão na válvula L, no leito fluidizado e no tubo de transporte, isto é:

$$\Delta P_{\text{retorno}} = \Delta P_{\text{válvula L}} + \Delta P_{\text{leito}} + \Delta P_{\text{tubo de transporte}} \quad (2.24)$$

A queda de pressão na tubulação de retorno é determinada pela velocidade relativa gás-partícula. Quando essa velocidade atinge o valor necessário para a mínima fluidização do sólido, ocorre a transição entre leito fixo e leito fluidizado no tubo de retorno e qualquer aumento na velocidade do gás provoca o aparecimento de bolhas, que prejudicam o escoamento e provocam o decréscimo da descarga de sólido. Portanto, a vazão máxima de gás que pode ser injetada na válvula de recirculação é aquela que deixa a coluna de retorno na condição de mínima fluidização.

O estudo da queda de pressão em válvulas de recirculação é importante para controle do balanço de pressão em sistemas com leito fluidizado circulante; apesar disso, existem poucos trabalhos na literatura sobre o assunto.

Dentre os trabalhos experimentais publicados podemos citar os de Knowlton e Hirsan (1978); Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990); Ozawa, Tobita, Mii e Tomoyasu (1990) e Geldart e Jones (1991).

Knowlton e Hirsan (1978) observaram que a queda de pressão através da válvula L é diretamente proporcional à densidade da partícula e inversamente proporcional ao diâmetro da válvula.

Mori et al. (1990) propuseram uma correlação empírica (equação 2.24) para descrever a queda de pressão numa válvula tipo J, que apresenta três constantes, obtidas através do ajuste de dados experimentais e, portanto, com aplicação limitada:

$$\Delta P_v = \rho_s(1 - \varepsilon_{mf})(1 - \varepsilon_v)L_v A_v + \sigma W_s \quad (2.25)$$

sendo:

$$\varepsilon_v = k(W_{\text{ext}} + \delta)^{1/2} \quad (2.26)$$

onde k , δ e σ são constantes, ε_v é a porosidade na seção ascendente da válvula, L_v e A_v são o comprimento e a área transversal da válvula respectivamente, W_s é a descarga de sólido recirculado e W_{ext} é a descarga de gás injetado na válvula.

Ozawa, Tobita, Mii e Tomoyasu (1990) analisaram uma válvula L operando com areia num circuito aberto, constituído por um reservatório de sólidos e uma válvula L com diferentes pontos de aeração. Observaram que a queda de pressão na válvula não depende muito da posição do ponto de aeração, mas aumenta significativamente com o aumento do comprimento da seção horizontal da válvula. Verificaram também que a queda de pressão aumenta com o fluxo de sólidos, concordando com a tendência observada por Knowlton e Hirsan (1978).

Geldart e Jones (1991) realizaram testes experimentais em uma válvula L com sólidos granulares pertencentes ao grupo B de Geldart e correlacionaram os dados de queda de pressão entre os pontos de aeração e de saída de sólidos pela expressão:

$$\Delta P_v = 216 \frac{G_s^{0,17}}{D_v^{0,63} d_p^{0,15}} \quad (2.27)$$

onde D_v é o diâmetro da seção transversal da válvula e G_s é o fluxo de sólidos recirculados.

Considerações teóricas sobre o assunto são encontradas nos trabalhos de Rhodes e Geldart (1987) e Leung, Chong e Lottes (1987), que trataram do escoamento de sólidos através de orifícios, como os encontrados em válvulas do tipo V.

Rhodes e Geldart (1987) consideraram que a queda de pressão na válvula é proporcional ao quadrado do fluxo de sólidos recirculados pela área da seção transversal da válvula. O valor da constante de proporcionalidade foi obtido considerando que a queda de pressão na válvula deveria ser equivalente a 10% da queda de pressão num leito fluidizado com 2,5 m de altura e densidade de 510 kg/m^3 , para $D_v=152 \text{ mm}$ e $G_s=100 \text{ kg/sm}^2$.

$$\Delta P_v = 4,210^{-6} \left(\frac{G_s}{\pi D_v^2 / 4} \right)^2 \quad (2.28)$$

Leung, Chong e Lottes (1987) estudaram o mecanismo de operação da válvula V, derivando a seguinte equação para a queda de pressão na válvula:

$$\Delta P_v = \frac{1}{2 \rho_s (1 - \epsilon_{mf})} \left(\frac{W_s}{C_{d,v} A_v} \right)^2 \quad (2.29)$$

onde $C_{d,v}$ é o coeficiente de descarga da válvula, considerado igual a 0,5 no trabalho de Yang (1988).

Trabalho de Yang e Knowlton, de 1993, apresenta uma série de equações para a válvula L, que relacionam o fluxo de sólidos com suas dimensões, a descarga de gás para aeração e a queda de pressão através da válvula. Essas equações foram desenvolvidas pela consideração da válvula L como uma válvula pseudo-mecânica, operada pneumaticamente, considerando que, enquanto em válvulas mecânicas o controle da abertura da válvula é realizado mecanicamente, em válvulas não mecânicas esse controle é feito pneumaticamente, através da aeração. Os autores verificaram um bom ajuste entre os resultados do modelo e os dados disponíveis na literatura, para pressões e temperaturas moderadas.

A Figura 2.15 mostra a influência da descarga de gás de aeração nas características de escoamento da válvula L.

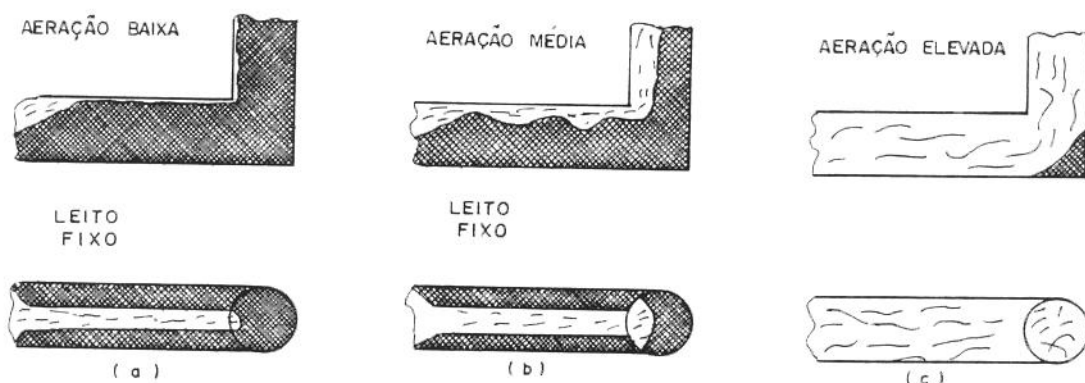


Fig. 2.15 - Tipos de escoamentos observados em uma válvula L sob diferentes descargas de gás de aeração

Os autores utilizaram a equação sugerida por Jones e Davidson (1965), que trataram os sólidos fluidizados como um líquido não viscoso, descrevendo a queda de pressão através de toda a válvula L como:

$$\Delta P_v = \frac{1}{2\rho_s(1-\epsilon_{mf})} \left(\frac{W_g}{C_{d,v}A_o} \right)^2 \quad (2.30)$$

onde A_o corresponde à área de abertura da válvula, que depende da descarga do ar de aeração, sendo proposta a seguinte equação para seu cálculo:

$$A_o = \frac{Q_t}{0.710U_t} - 0,249 \frac{\pi D_h^2 L_h}{4 U_t} \quad [\text{pé}^2] \quad (2.31)$$

Nesta equação, a vazão total de aeração Q_t é calculada segundo a equação:

$$Q_t = Q_{\text{ext}} + \frac{W_s \epsilon_{mf}}{\rho_s (1 - \epsilon_{mf})} \quad [\text{pé}^3/\text{s}] \quad (2.32)$$

A primeira parcela corresponde à vazão externa de aeração Q_{ext} e a segunda à vazão de gás arrastada pelo leito movente de sólidos. Q_{ext} é dado em $\text{pé}^3/\text{s}$; D_h , o diâmetro do trecho horizontal da válvula L , em pé; L_h , o comprimento horizontal da válvula L , em pé; W_s , a descarga de sólidos, em lb/s , e ρ_s , a massa específica do sólido, em $\text{lb}/\text{pé}^3$.

Há escassez de trabalhos sobre válvulas de recirculação na literatura, e as correlações publicadas têm faixa de aplicação restrita. A correlação de Yang e Knowlton (1993) parece ser a mais adequada para válvulas do tipo L , pois leva em consideração um número maior de parâmetros que exercem influência na queda de pressão através da válvula.

2.3 - Ciclone

O ciclone é um dos componentes do sistema de leito fluidizado circulante e, como tal, exerce influência na fluidodinâmica, pois nele circula o material sólido recirculado.

Normalmente, a perda de pressão em ciclones está relacionada à entrada e saída dos gases, pois essa informação é utilizada no dimensionamento dos sistemas nos quais os ciclones estão inseridos, definindo, por exemplo, a capacidade do soprador. Nessa linha de pesquisa podem-se citar os trabalhos de Shepherd e Lapple (1939); Yuu, Jotaki, Tomita e Yoshida (1978); Beeckmans e Morin (1987), Pagliuso (1987) e Comas, Comas, Chetrit e Casal (1991), que realizaram estudos experimentais para verificar a influência da concentração de sólidos na perda de carga e na eficiência de coleta em ciclones.

Em sistemas com leito fluidizado circulante, o conhecimento da queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone também é importante, uma vez que o material sólido presente no sistema sofre contínua recirculação e essa informação é necessária para permitir efetuar o balanço de pressão no circuito.

A falta de dados na literatura sobre a perda de pressão entre entrada e base do ciclone foi constatada por Tardin Jr. e Goldstein Jr. (1993), que obtiveram

dados experimentais sobre esse parâmetro para areia com diâmetro médio igual a $164\ \mu\text{m}$ e xisto calcinado com granulometria variando de 356 a $897\ \mu\text{m}$, em um leito fluidizado circulante a frio, com $0,30\ \text{m}$ de diâmetro interno e $2,20\ \text{m}$ de altura. A concentração de sólidos na entrada do ciclone variou de $0,6$ a $8,0\ \text{Kg/m}^3$. O ciclone utilizado nesse estudo era do tipo Lapple, com $0,19\text{m}$ de diâmetro. Os autores observaram que, em baixas concentrações, quanto maior a concentração de sólidos na entrada do ciclone, maior a perda de pressão entre a entrada e a base do ciclone.



Fig. 2.16 - Efeito da concentração de sólidos na diferença de pressão entre a entrada e a base do ciclone.- Testes com areia (Tardin Jr et al. 1993)

Para análise com altas concentrações de sólidos, entre 2 e $6\ \text{kg/m}^3$, foram realizados testes com xisto, onde se observou que, para concentrações de até $4\ \text{kg/m}^3$, a variação de pressão se mostrou inversamente proporcional à concentração. Para as corridas com diâmetro médio inicial de $484\ \mu\text{m}$ e faixa de concentração de 4 a $6\ \text{kg/m}^3$, a tendência se mostrou inversa, com a variação de pressão aumentando com a concentração de sólidos.

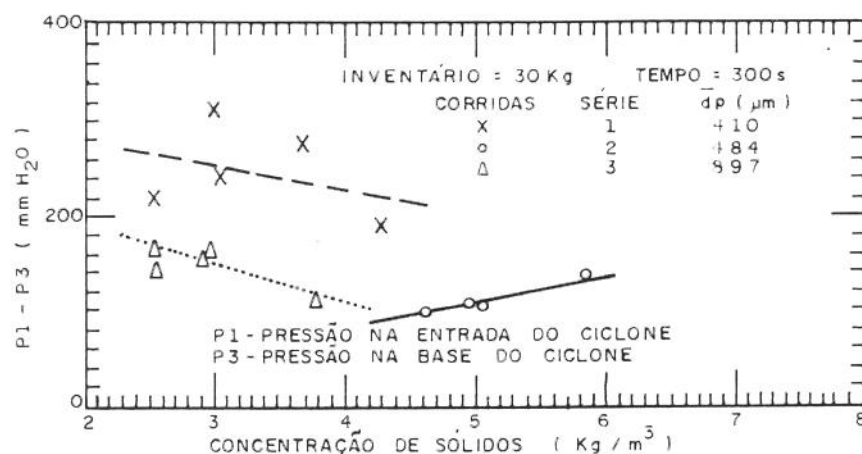


Fig. 2.17 - Efeito da concentração de sólidos na diferença de pressão entre a entrada e a base do ciclone - Testes com xisto (Tardin Jr et al., 1993)

Rhodes e Geldart (1987) e Yang (1988) propuseram modelos para a dinâmica de leitos fluidizados circulantes, onde sugeriram a utilização de equações para descrever a perda de pressão entre a entrada e a base do ciclone.

Rhodes e Geldart (1987) sugeriram a correlação (2.33), que foi calculada assumindo que, para uma velocidade do gás de 6m/s, a queda de pressão de projeto seria de 1200 N/m², e que a queda de pressão seria diretamente proporcional ao quadrado da velocidade do gás na entrada do ciclone U_e :

$$\Delta P_{\text{cic}} = 33,33 U_e^2 \quad (2.33)$$

Além disso, os autores assumiram que a concentração de sólidos na entrada do ciclone é igual à do topo da coluna principal do leito circulante; portanto, o inventário ou massa de sólidos no ciclone $M_{s,\text{cic}}$ seria calculada pela expressão:

$$M_{s,\text{cic}} = \rho_s (1 - \epsilon_{\text{topo}}) V_{\text{cic}} \quad (2.34)$$

onde ϵ_{topo} refere-se à porosidade no topo da coluna principal e V_{cic} é o volume do ciclone.

Yang (1988) considerou que o inventário de sólidos no ciclone é desprezível e que, na prática, a queda de pressão varia na faixa de 1 a 20 vezes a pressão

dinâmica (“velocity head”) de entrada do gás, dependendo do projeto do ciclone, como sugerido por Perry, Green e Maloney (1984) para a queda de pressão entre entrada e saída de gases do ciclone. Em seu balanço de pressão Yang utilizou a expressão:

$$\Delta P_{\text{cic}} = 20 \frac{\rho U_e^2}{2} \quad (2.35)$$

Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990) realizaram um trabalho experimental em leito circulante e consideraram que a queda de pressão no ciclone pode ser desprezada. Esse parece ser o procedimento adotado pela maioria dos pesquisadores, pois, na maior parte dos trabalhos existentes na literatura sobre a fluidodinâmica de leitos circulantes, as informações sobre o ciclone são omitidas. Essa constatação sugeriu a necessidade de maiores estudos sobre o assunto, dada a importância do ciclone no sistema circulante.

2.4 - Modelagem Matemática da Fluidodinâmica de Leitos Fluidizados Circulantes

O levantamento da informação disponível sobre a modelagem matemática de sistemas fluidizados circulantes permite classificá-la, segundo o método de abordagem do problema, em:

- . Modelos empíricos;
- . Modelos mecanicistas, e
- . Modelos a partir das equações fundamentais.

Os modelos empíricos propõem correlações para descrever determinados parâmetros a partir de observações experimentais. São normalmente de fácil utilização, mas possuem a grande desvantagem de terem aplicação muito restrita.

Os modelos mecanicistas são baseados em equações que descrevem os fenômenos observados de uma forma global, empregando, por exemplo, balanços de massa e de pressão. São, em geral, de fácil compreensão, mas também dependem de fatores empíricos, limitando, portanto, sua aplicação, em função destes fatores.

Os modelos a partir das equações fundamentais partem das equações básicas, como as da conservação de massa e da variação da quantidade de movimento. Elas requerem o pleno conhecimento fenomenológico do processo e o

conhecimento das equações de estado, equações constitutivas de fluidos, etc., nem sempre disponíveis. Estes modelos apresentam maior complexidade matemática.

2.4.1 - Modelos Empíricos

Zhang, Chen e Yang (1985) propuseram as seguintes correlações para a porosidade e queda de pressão ΔP na coluna principal, obtidas a partir de experimentos em um leito fluidizado circulante operando com sílica gel e FCC.

$$(1 - \varepsilon) = 0,01484 \left(\frac{G_s}{U_0 \rho} \right) \left(\frac{U_t}{U_0} \right)^{1/2} - 0,01406 \quad (2.36)$$

e

$$\frac{\Delta P}{L_{tt}(\rho_s - \rho)} = 0,01762 \left(\frac{G_s}{U_0 \rho} \right) \left(\frac{U_t}{U_0} \right)^{1/2} - 0,01565 \quad (2.37)$$

onde L_{tt} é o comprimento da coluna de subida.

Kato, Shibasaki, Tamura, Arita, Wang e Takarada (1989) apresentaram correlações para a determinação do perfil axial de porosidade ε e do ponto de inflexão z_i do perfil:

$$\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} = 0,048 \frac{\exp(z - z_i)}{\exp(z - z_i) + 1} \left(\frac{U_0 - U_t}{U_t} \right)^{1,35} \left(\frac{G_s}{\rho_s U_t} \right)^{-1,28} (Re_p)^{0,23} D^{-1,28} \quad (2.38)$$

com faixa de aplicação:

$$\begin{aligned} 30 &\leq G_s \leq 130 \text{ kg/sm}^2; \\ 0,45 &\leq Re_p \leq 10; \\ 1,4 &\leq U_0 \leq 6 \text{ m/s}; \\ 0,1 &\leq U_t \leq 0,9 \text{ m/s, e} \\ 0,04 &\leq D \leq 0,1 \text{ m.} \end{aligned}$$

$$z_i = 360 \left(\frac{G_s}{\rho_s U_t} \right)^{1,2} \left(\frac{U_0 - U_t}{U_t} \right)^{-1,45} (Re_p)^{-0,29} \quad (2.39)$$

com faixa de aplicação:

$$\begin{aligned} 12 &\leq G_s \leq 200 \text{ kg/sm}^2; \\ 0,45 &\leq Re_p \leq 10; \\ 1,6 &\leq U_0 \leq 6 \text{ m/s}, \\ 2,5 &\leq \frac{U_0}{U_t} \leq 50. \end{aligned}$$

Verifica-se que o valor previsto para z_i aumenta com o fluxo de sólidos recirculado G_s e diminui com a velocidade superficial do gás U_0 .

Os autores testaram a correlação proposta para a porosidade ao longo da altura com seus resultados experimentais e os de Li e Kwauk (1980), Arena, Cammarota e Pistone (1986) e Hartge, Li e Werther (1986), obtendo boa concordância.

Mori, Yan, Kato, Matsubara e Liu (1990) propuseram uma expressão para estimar a concentração de sólidos na região diluída, em que se pode observar um grande número de constantes empíricas:

$$(1 - \varepsilon)\rho_s = \alpha' G_s \exp(\beta U_0) \quad (2.40)$$

onde:

$$G_s = \xi(\omega_{\text{ext}} + \lambda);$$

$$\xi = (a_0 + a_1 M_s)(U_0 + b);$$

$$\alpha' = 7,03;$$

$$\beta = 0,666;$$

$$\lambda = 16;$$

$$-1,35 < a_0 < 0,301;$$

$$0 < a_1 < 0,229;$$

$$-1 < b < 18;$$

M_s - inventário total de sólidos, [kg], e

ω_{ext} - descarga de ar na válvula de recirculação, [kg/s].

Choi, Yi e Son (1990) propõem, por sua vez, as seguintes correlações para o fluxo de sólidos arrastados na superfície da região densa E_0 e para a porosidade ε ao longo da altura:

$$E_0 = 2,64D^{-0,799}(U_0 - U_{mf})^{1,21}H_e^{0,460} \quad (2.41)$$

Para $z < H_e$:

$$\begin{aligned} \varepsilon = & 1,075 \exp(-0,011U_0 + 3,160U_{mf} + 0,14H_s - 0,05535H_e \\ & + 0,01014z + 0,245610^{-4}G_s) - 0,55 \frac{H_s}{H_e} \end{aligned} \quad (2.42a)$$

e para $z \geq H_e$:

$$\begin{aligned} \varepsilon = & 1 - 0,06235 \exp(-0,41510^{-4}\rho_s - 0,215U_0 + 4,257U_{mf} \\ & - 0,8968H_s + 1,313H_e - 0,1837z + 0,964910^{-5}G_s - 3,707D) \end{aligned} \quad (2.42b)$$

onde:

- H_s - altura do leito estático, [m];
- H_e - altura do leito expandido, [m], e
- z - altura acima do distribuidor, [m].

As correlações foram obtidas a partir dos resultados experimentais dos próprios pesquisadores juntamente com os dados fornecidos nos trabalhos de Li e Kwauk (1980), Arena, Cammarota e Pistone (1986), Hartge, Li e Werther (1986), Ishii, Nakajima e Horio (1988) e Kato, Shibasaki, Tamura, Arita, Wang e Takarada (1989).

2.4.2 - Modelos Mecanicistas

a. Modelo do ICM - Institute of Chemical Metallurgy - Academia Sinica - Beijing, China

Os trabalhos de Li, Chen, Wang, Wang e Kwauk (1981), Kwauk, Wang, Li, Chen e Shen (1985) e Li, Tung e Kwauk (1988) discutem este modelo, chamado modelo do equilíbrio dos fluxos de difusão e de empuxo. Ele considera que aglomerados de partículas ("clusters") se movem para cima, provenientes de uma região de maior densidade, através de um mecanismo de difusão. Ao chegarem a uma região mais alta, com menor densidade média do leito, eles tenderiam a cair de volta por falta da sustentação dada pelo empuxo. Numa situação de equilíbrio dinâmico, os autores requerem a igualdade dos fluxos difusivo e de empuxo, chegando após algumas transformações algébricas a uma equação do tipo:

$$\frac{\varepsilon - \varepsilon_a}{\varepsilon^* - \varepsilon} = \exp\left(-\frac{z' - z_i'}{z_0}\right) \quad (2.43)$$

onde:

- ε - porosidade do leito;
- ε_a - porosidade assintótica do leito fluidizado denso;
- ε^* - porosidade assintótica do transporte pneumático em fase diluída;
- z' - posição no eixo longitudinal da coluna de subida (orientação positiva para baixo, a partir da saída de sólidos no topo da coluna);
- z_0 - "comprimento característico", e
- z_i' - posição do ponto de inflexão na curva de porosidade.

Um gráfico da equação (2.43) fornece curvas com o formato de um "S", como o mostrado na Fig. 2.3. O ponto de inflexão z_i' tem porosidade calculada por:

$$\varepsilon_i = \frac{\varepsilon_a + \varepsilon^*}{2} \quad (2.44)$$

onde:

$\varepsilon \rightarrow \varepsilon^*$ quando $z' \rightarrow -\infty$ (topo da coluna), e

$\varepsilon \rightarrow \varepsilon_a$ quando $z' \rightarrow +\infty$ (fundo da coluna).

O ponto de inflexão serviria para demarcar uma região superior de fase diluída, de uma região inferior de fase densa.

A equação (2.43) inclui três parâmetros empíricos: ε^* , ε_a e z_0 . Foram propostas correlações para esses parâmetros, desenvolvidas a partir de experimentos com cinco tipos de sólidos.

A determinação de z_0 é feita a partir de um balanço de pressão no sistema, função do inventário de sólidos e das características geométricas de cada sistema particular.

Esse foi o primeiro modelo cuja curva de porosidade ao longo da altura assumiu o formato de um "S" característico de leitos fluidizados rápidos, mas sua aplicação depende de muitos parâmetros empíricos.

b. Modelo de Subbarao (1986)

Subbarao considera a existência de aglomerados ("clusters") em toda a seção transversal da coluna de subida do sistema circulante. Segundo o modelo, a existência de aglomerados ocorre apenas em condições mais diluídas que a condição de colapso ("choking"). O fluxo de sólidos recirculados G_s é utilizado como parâmetro para caracterizar as condições de operação através da comparação com o fluxo de sólidos nas condições de colapso do leito $G_{s,ch}$. A porosidade calculada pelo modelo é constante ao longo de toda a coluna.

Quando $G_s > G_{s,ch}$ o autor considera que existe escoamento em fase densa, e sugere a aplicação do modelo de Matsen (1982) para a obtenção da porosidade.

Quando $G_s \leq G_{s,ch}$ o autor propõe um modelo que considera a formação de aglomerados, o que resulta no aparecimento de espaços livres de partículas. É considerado que a frequência de vazios f_{vz} seja igual à frequência de aglomerados f_{cl} .

Em um balanço de massa para o gás ao longo da seção correspondente a um vazio, obtém-se:

$$\left(\frac{\pi D_{vz}^2}{4}\right)U_g = \left(\frac{\pi D_{vz}^3}{6}\right)f_{vz} + \left(\frac{\pi D_{cl}^3}{6}\right)\epsilon_{cl}f_{cl} \quad (2.45)$$

onde:

D_{vz} - diâmetro do vazio;

D_{cl} - diâmetro do aglomerado de partículas;

ϵ_{cl} - porosidade do aglomerado, e

U_g - velocidade local do gás.

O fluxo de sólidos G_s na mesma seção é dado por:

$$G_s \left(\frac{\pi D_{vz}^2}{4}\right) = \rho_s(1 - \epsilon_{cl}) \left(\frac{\pi D_{cl}^3}{6}\right)f_{cl} \quad (2.46)$$

A partir destas duas equações pode-se obter o valor de D_{cl} :

$$D_{cl} = D_{vz} \left[\frac{G_s}{U_g \rho_s(1 - \epsilon_{cl}) - \epsilon_{cl} G_s} \right]^{1/3} \quad (2.47)$$

O diâmetro do vazio D_{vz} a ser usado é o máximo tamanho estável que uma bolha alcançaria em um leito borbulhante, dada por Davidson, Clift e Harrison (1985), como:

$$D_{vz} = \frac{2U_t^2}{g} \quad (2.48)$$

A velocidade média do leito é obtida a partir da expressão da velocidade relativa ("slip") de um aglomerado, que deve ser igual à sua velocidade terminal U_{ct} :

$$\frac{U_g(1 - \epsilon_{cl})}{\epsilon - \epsilon_{cl}} - \frac{G_s}{\rho_s(1 - \epsilon)} = U_{ct} \quad (2.49)$$

O autor adota $\epsilon_{cl} = 0,5$. A velocidade terminal do aglomerado é calculada considerando-o como uma partícula hipotética impermeável de diâmetro D_{cl} . Quando o aglomerado está na velocidade terminal, seu peso, descontado o empuxo, é equilibrado pela força de arraste, tal que:

$$\frac{\pi D_{cl}^3}{6} [\rho_s(1-\epsilon_{cl}) - \rho] g = c_D \frac{\rho U_{ct}^2}{2} \frac{\pi D_{cl}^2}{4} \quad (2.50)$$

onde o coeficiente de arraste c_D é dado por:

$$c_D = a Re_{ct}^{-n'} \quad (2.51)$$

em que os valores de a e de n' são tabelados em função de Re_{ct} :

$$Re_{ct} = \frac{\rho U_{ct} D_{cl}}{\mu} \quad (2.52)$$

Estas equações e mais a expressão (2.47) permitiram a Subbarao chegar na expressão para U_{ct} :

$$U_{ct} = \left\{ \frac{4}{3a} \left[\frac{\rho_s(1-\epsilon_{cl})}{\rho} \right]^{\frac{2-n'}{3}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{n'} (g D_{vz})^{1+n'} \right\}^{\frac{1}{2-n'}} \left(\frac{G_s}{\rho U_g} \right)^{\frac{1+n'}{6-3n'}} \quad (2.53)$$

Conhecendo U_{ct} , a porosidade ϵ pode ser calculada a partir de (2.49) e, conseqüentemente, o gradiente de pressão no leito, admitido basicamente como devido à gravidade:

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = (1-\epsilon) \rho_s g \quad (2.54)$$

Subbarao sugeriu que, para velocidades $U_g \leq U_{ct}$, o escoamento gás-sólido sofre colapso ("choking"). Da equação (2.49), mais a hipótese que $U_g = U_{ch} = U_{ct}$, ele obteve uma expressão para a porosidade no colapso ϵ_{ch} :

$$\epsilon_{ch} = \left[1 + \left(\frac{G_s}{2U_g \rho_s} \right)_{ch} \right] - \left\{ \left[1 + \left(\frac{G_s}{2U_g \rho_s} \right)_{ch} \right]^2 - \left[1 + \left(\frac{G_s \epsilon_c}{U_g \rho_s} \right)_{ch} \right] \right\}^{0,5} \quad (2.55)$$

O termo $\left(\frac{G_s}{2U_g \rho_s} \right)_{ch}$, necessário para o cálculo de ϵ_{ch} , pode ser obtido de

(2.53) mais a hipótese $U_g = U_{ch} = U_{ct}$, tal que:

$$\left(\frac{G_s}{2U_g \rho_s}\right)_{ch} = \left[(1 - \varepsilon_c)^{\frac{2-n'}{3}} 2^{\frac{1+n'}{3}} (gD_v)^{1+n'} \left(\frac{4\rho_s}{3a\rho}\right) \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^{n'}\right]^{-\frac{3}{1+n'}} U_{ch}^{\frac{6-3n'}{1+n'}} \quad (2.56)$$

Para que essa expressão possa ser aplicada é necessário o valor de U_{ch} , obtido de (2.53), em que Subbarao considerou que $G_{s,ch} = G_s$, isto é, a capacidade limite de arrastamento da corrente gasosa é o próprio fluxo de sólidos alimentado.

Este modelo prevê, para um dado G_s , uma porosidade constante ao longo de toda a coluna, o que contradiz com observações experimentais.

c. Proposta de Brereton e Stromberg (1986)

Os autores têm experiência proveniente de unidades de maior porte, testadas na Studsvik Energiteknik Ab. Eles mostram que os perfis de pressão obedecem à expressão:

$$P = a' z^{b'} \quad (2.57)$$

onde

P - pressão estática correspondente à altura z no reator, e
 a' , b' - constantes dependentes de U_0 e G_s e de propriedades dos sólidos e características do reator.

Em termos da densidade da suspensão ρ_{susp} ela fornece que:

$$g\rho_{susp} = \frac{dP}{dz} = -(a'b')z^{b'-1} \quad (2.58)$$

Estas equações geram linhas retas em diagramas log-log e são úteis em reatores sem fase densa acima da entrada de ar secundário. O produto $(a'b')$ para um dado sólido e num certo reator seria praticamente independente de U_0 , variando fortemente com G_s . O expoente $(b'-1)$ permaneceu constante para o reator estudado.

Os autores mencionam que a entrada de ar secundário não influencia as propriedades básicas da unidade e que a equação da distribuição da porosidade (2.43), proposta por Li e Kwauk, continua aplicável à unidade, desde que seja aplicada duas vezes, com diferentes constantes, acima e abaixo da entrada de ar secundário, pois há uma mudança de U_0 .

d. Modelo de Rhodes e Geldart (1987)

Rhodes e Geldart (1987) explicam o fenômeno da fluidização rápida em termos de um modelo de arraste sem a necessidade dos conceitos de fluidização turbulenta e de velocidade de transporte, utilizados anteriormente por Yerushalmi (1976).

A Figura 2.18 apresenta uma curva $\Delta P/\Delta z$ - G_s - U_0 típica obtida pelos autores, análoga à Fig. 2.6 de Yerushalmi e Avidan (1985), sendo o gradiente de pressão medido ao longo da parte inferior do reator.

Na operação do reator a uma velocidade U_{01} baixa, a posição A_1 , na qual os valores $\Delta P/\Delta z$ e G_s também são pouco elevados, corresponde a uma situação em que há transporte pneumático com algum refluxo de sólidos na região da parede. O sistema estaria em equilíbrio, com o fluxo de sólidos E , que sai pelo topo do reator, igual ao fluxo de sólidos G_s , alimentado na base do reator. Nestas condições a velocidade do gás U_{01} é suficiente para arrastar todos os sólidos que entram na coluna.

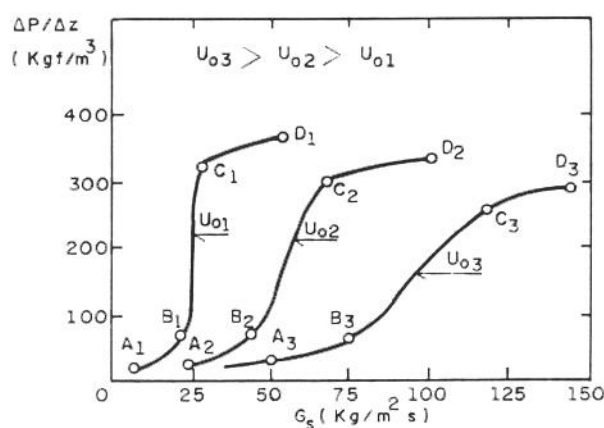


Fig. 2.18 - Curvas $\Delta P/\Delta z$ - G_s - U_0 típicas para partículas sólidas do grupo A de Geldart

À medida em que G_s aumenta, atinge-se uma situação na qual U_0 não consegue mais arrastar os sólidos alimentados, isto é, $G_s > E$ (ponto B_1 na Fig. 2.18). Os sólidos começam a se acumular no fundo da coluna, formando um leito que começa a subir ao longo do reator. À medida em que o nível desse leito vai subindo, sua superfície vai ficando mais próxima da saída do reator e o fluxo E cresce até que, mais uma vez, $E = G_s$. O sistema estaria mais uma vez em equilíbrio, agora com um leito estabelecido na coluna. Acréscimos adicionais em G_s trariam uma nova elevação do leito fazendo com que E cresça para atingir o

novo G_s . A posição B_1 representa o valor de G_s na qual a superfície do leito se equilibra um pouco abaixo da tomada inferior de pressão. A posição C_1 representa o valor de G_s na qual a superfície se equilibra um pouco acima da tomada superior de pressão. Na região B_1C_1 os valores de $\Delta P/\Delta z$ são valores médios, pois consideram leituras de pressão no leito e na zona de expansão, já que a superfície do leito se equilibra entre as duas tomadas de pressão. Para valores de G_s acima dos correspondentes ao ponto C_1 , o nível do leito continua a subir na direção do nível de saída do reator, até que G_s atinge um valor máximo (ponto D_1), determinado pelo gradiente de pressão externo imposto ao reator. Os mesmos fenômenos continuam ocorrendo quando se aumenta a velocidade do gás para U_{02} e para U_{03} ; a única diferença é que, conforme a velocidade aumenta, é cada vez maior o aumento de G_s requerido para elevar o nível do leito da tomada inferior para a tomada superior de pressão. Este fato pode ser explicado, segundo os autores, por expressões disponíveis que dão a variação do fluxo de material arrastado E com a distância z acima da superfície de um leito, como por exemplo, a expressão de Wen e Chen (1982):

$$E = E_{\infty} + (E_0 - E_{\infty})e^{-cz} \quad (2.59)$$

onde:

E_0 - fluxo arrastado ao nível da superfície do leito;

E_{∞} - fluxo arrastado acima do TDH: altura a partir da qual o retorno de partículas ao leito não é significativo, e

c - coeficiente empírico, admitido igual a $0,5 \text{ m}^{-1}$ pelos autores.

Rhodes e Geldart utilizaram nesta verificação as seguintes expressões:

. Fluxo de sólidos arrastado na superfície do leito denso E_0 - Wen e Chen (1982):

$$E_0 = 3,07 \cdot 10^{-9} A d_b \frac{\rho^{3,5} g^{0,5}}{\mu^{2,5}} (U_0 - U_{mf})^{2,5} \quad [\text{kg/m}^2\text{s}] \quad (2.60)$$

. E_{∞} - Geldart (1986):

$$E_{\infty} = 23,7 \rho U_0 \exp \left(-5,4 \frac{U_t}{U_0} \right) \quad (2.61)$$

com:

A - área da seção do reator;

d_b - diâmetro do bolha na superfície do leito, e

U_t - velocidade terminal.

Estas expressões mostram que um dado acréscimo ΔG_s produz acréscimos menores de elevação no nível do leito à medida que aumenta U_0 .

Em baixas velocidades do gás, começando em A_1 , na região de transporte pneumático, um aumento pequeno de G_s pode causar uma grande variação de $\Delta P/\Delta z$, com a formação de um leito que sobe pela coluna. O leito formado será provavelmente em golfadas se o diâmetro da coluna for pequeno, com flutuações grandes de pressão, características que correspondem ao colapso de um escoamento em transporte pneumático vertical. Nesta região de baixa velocidade o sistema é muito sensível a pequenas variações em G_s e em U_0 - um pequeno aumento de G_s ou a diminuição de U_0 podem dar origem à formação e rápido crescimento de um leito denso no fundo da coluna em alta velocidade, a partir do ponto A_3 na região de transporte pneumático. Mesmo grandes acréscimos de G_s ou decréscimos de U_0 causam apenas a formação e o crescimento gradual do leito, acompanhado paralelamente por um crescimento gradual de $\Delta P/\Delta z$.

Os autores consideraram que o fenômeno de fluidização rápida ocorreria na região de alta velocidade da Fig. 2.18 ($U_0 > U_3$), onde não ocorre o colapso do leito e o sistema é insensível às variações de G_s e U_0 .

Os formatos característicos do perfil de porosidade num leito fluidizado rápido são devidos às mudanças no nível do leito com G_s e U_0 , levando em conta que a transição leito denso - transporte pneumático é difusa, devido à extensão maior da zona intermediária de salpico ("splash zone").

Rhodes e Geldart sugerem que a fluidização rápida seja definida como o regime de operação de um leito fluidizado recirculante no qual a velocidade do gás U_0 é suficientemente alta para que o sistema atinja uma condição de relativa insensibilidade a variações de U_0 e de G_s .

Os autores utilizaram a expressão (2.59) para explicar que o valor da elevação do nível do leito, para um dado acréscimo de G_s , é determinado pela maneira com que o fluxo arrastado E diminui com a distância z^* da superfície do leito à saída do reator, as demais condições estando fixadas:

$$G_s = E_\infty + (E_0 - E_\infty) \exp(-cz^*) \quad (2.62)$$

Num leito circulante, no entanto, U_0 pode ser fixado, mas G_s é determinado pela geometria e pelo gradiente de pressão imposto à coluna (balanço de pressão no sistema).

Para um sistema particular:

$$\Delta P_{ret} = \Delta P_{cpp} + \Delta P_{cic} + \Delta P_v \quad (2.63)$$

onde:

ΔP_{ret} - gradiente de pressão na coluna de retorno;

ΔP_{cpp} - queda de pressão na coluna principal;

ΔP_{cic} - queda de pressão no ciclone, e

ΔP_v - queda de pressão na válvula de recirculação.

A queda de pressão na coluna de subida ΔP_{cpp} é calculada conhecendo-se as quedas de pressão nas regiões densa ΔP_{den} e diluída ΔP_{dil} :

$$\Delta P_{cpp} = \Delta P_{dil} + \Delta P_{den} \quad (2.64)$$

onde:

$$\Delta P_{dil} = \frac{M_{s,dil}g}{A} \quad (2.65)$$

$$\Delta P_{den} = \frac{M_{s,den}g}{A} \quad (2.66)$$

Sendo a massa da região densa no leito dada por:

$$M_{s,den} = \rho_s (1 - \varepsilon_{den}) A (L_{tt} - z^*) \quad (2.67)$$

em que:

L_{tt} - altura da coluna, e

ε_{den} - porosidade da região densa.

ε_{den} é calculada tratando a região densa do leito como se fosse um leito borbulhante. Um procedimento de cálculo para tanto é sugerido pelos autores.

A massa da região diluída do leito $M_{s,dil}$ é calculada por:

$$M_{s,dil} = \int_0^{z^*} \rho_s (1 - \varepsilon) A dz \quad (2.68)$$

onde ε é a porosidade da região diluída, a qual depende da posição z acima da região densa.

Para seu cálculo temos que a velocidade local do gás na região diluída é dada por:

$$U_g = \frac{U_0}{\varepsilon} \quad (2.69)$$

e a velocidade local do sólido por:

$$U_s = \frac{E}{\rho_s(1-\varepsilon)} \quad (2.70)$$

onde E é dado por (2.59) para cada z.

Admitindo que a velocidade de deslizamento U_d seja igual à velocidade terminal de uma partícula, obtém-se:

$$\begin{aligned} U_d &= U_g - U_s \\ &= U_t \end{aligned} \quad (2.71)$$

A partir daí é possível mostrar que:

$$U_t \varepsilon^2 - \varepsilon \left(U_0 + U_t \frac{E}{\rho} \right) + U_0 = 0 \quad (2.72)$$

Esta expressão fornece o perfil de porosidade para a região diluída do leito, uma vez que se tenha U_0 , ρ_s e U_t .

Levando em conta os valores de ΔP_{cic} , ΔP_v e ΔP_{ret} , a expressão (2.63) fica:

$$\Delta P_{ret} = \int_0^{z^*} \rho_s(1-\varepsilon)g dz + (L_{tt} - z^*) (1 - \varepsilon_{den}) g \rho_s + \Delta P_{cic} + \Delta P_v \quad (2.73)$$

As expressões (2.72) e (2.73) permitem conhecer a distribuição de porosidade num sistema a partir da determinação preliminar de G_s e z^* . Os autores ponderam que o modelo não leva em conta o refluxo de sólidos na região diluída do leito, havendo necessidade de novos desenvolvimento. Os resultados têm apenas valor qualitativo.

O trabalho de Rhodes e Geldart de 1989 sugere a aplicação desse modelo incorporando a injeção de ar secundário. Os autores constataam a possibilidade de quatro formas de distribuição axial de sólidos na coluna principal:

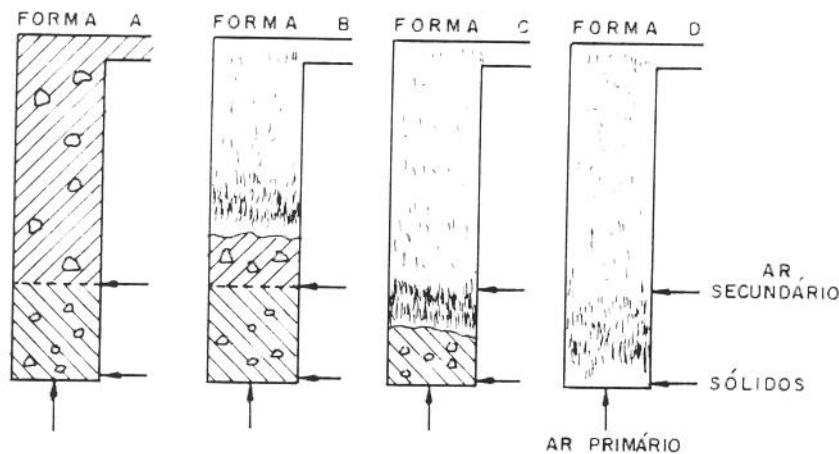


Fig. 2.19 - Possíveis formas de distribuição axial de sólidos na coluna principal com duas entradas de ar

A determinação do perfil de concentração é feita de maneira análoga a anterior, substituindo U_0 pelas velocidades superficiais abaixo ou acima da injeção, U_{01} ou U_{02} , respectivamente, encontrando-se, portanto, valores de $E_{\infty 1}$, $E_{\infty 2}$, E_{01} , E_{02} , z_1^* e z_2^* . A forma da distribuição axial de sólidos depende do fluxo de sólidos G_s , sendo:

$$\begin{aligned} G_s > E_{02} &\Rightarrow \text{forma A;} \\ E_{01} < G_s < E_{02} &\Rightarrow \text{forma B, e} \\ G_s < E_{01} &\Rightarrow \begin{aligned} &\text{forma C quando } z_1^* < z_{As}, \text{ ou} \\ &\text{forma D quando } z_1^* \geq z_{As} \end{aligned} \end{aligned}$$

onde z_{As} é a posição no eixo longitudinal da injeção de ar secundário

Esse modelo não prevê o fluxo de sólidos recirculado pela parede, característica dos leitos circulares, obtendo, portanto, valores para a porosidade superiores aos experimentais.

e. Modelo de Yang (1988)

Yang (1988) divide o circuito de um leito fluidizado circulante em duas partes principais: coluna de subida e coluna de retorno de sólidos, esta incluindo o ciclone e uma válvula de controle, analisadas separadamente.

Na coluna de subida o autor observa a possibilidade de três perfis de concentração:

- a) Transporte pneumático em fase diluída, distinguindo-se duas zonas: aceleração de partículas e fase diluída;
- b) Leito fluidizado rápido, com quatro zonas: aceleração, fase densa, transição e fase diluída, e
- c) Transporte em fase densa, com duas zonas: aceleração e fase densa.

Quando a descarga de sólidos é pequena, ou quando U_0 é elevada, o perfil de porosidade observado na coluna de subida é típico de uma linha de transporte pneumático vertical em fase diluída, com uma zona de aceleração de partícula na parte inferior do reator.

Quando a descarga de sólidos é elevada, ou a condição de balanço de pressão no circuito ("loop") assim o determina, há a necessidade do surgimento de uma fase densa no fundo da coluna de subida para completar o equilíbrio de pressão. A altura de cada região depende dos parâmetros de operação e de projeto e do balanço global de pressão no "loop". É concebível que uma ou mais das quatro regiões possíveis esteja ausente ou incompleta, dependendo do balanço de pressão e da geometria de entrada e de saída dos sólidos na coluna de subida.

Quando o inventário total de sólidos é aumentado, mantidas as demais condições de operação, a altura da região de fase densa também aumenta, para equilibrar o aumento de pressão na coluna de retorno de sólidos. Eventualmente só existiria no leito a fase densa e a zona de aceleração. A coluna estaria então operando em transporte pneumático de fase densa sob a condição de colapso ("choking").

Dentro desta visão do escoamento, Yang desenvolveu expressões para cada uma das regiões em que pode estar dividido o escoamento.

a) Zonas de fase diluída e de aceleração de partícula

Para esta região Yang propõe a aplicação de um modelo que ele desenvolveu em 1977 para transporte pneumático em fase diluída. A porosidade é dada por:

$$\varepsilon = 1 - \frac{G_s}{\rho_s U_s} \quad (2.74)$$

Fora da região de aceleração, a velocidade da partícula U_s é dada por:

$$U_s = \frac{U_0}{\varepsilon} - U_t \sqrt{\left(1 + \frac{f_s U_s^2}{2gD}\right) \varepsilon^{4,7}} \quad (2.75)$$

onde f_s é o fator de atrito das partículas sólidas, para o qual Yang propôs expressões empíricas, em 1978:

$$f_s = 0,0126 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[(1-\varepsilon) \frac{Re_t}{Re_p} \right]^{0,979}, \text{ para } \frac{U_0/\varepsilon}{U_t} > 1,5 \quad (2.76a)$$

e

$$f_s = 0,0410 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[(1-\varepsilon) \frac{Re_t}{Re_p} \right]^{-1,021}, \text{ para } \frac{U_0/\varepsilon}{U_t} < 1,5 \quad (2.76b)$$

onde

$$Re_t = \frac{\rho U_t \bar{d}_p}{\mu} \quad (2.77)$$

e

$$Re_p = \frac{\rho U_0 \bar{d}_p}{\mu} \quad (2.78)$$

Yang (1977) também propôs equações para o cálculo do comprimento de aceleração e da perda de pressão correspondente, apresentadas no trabalho original.

A perda de pressão acima da zona de aceleração é dada por:

$$\Delta P_{dil} = \rho_s(1-\varepsilon)L_{dil}g + 4f_g \frac{L_{dil}}{D} \frac{\rho(U_0/\varepsilon)^2}{2} + f_s \frac{L_{dil}}{D} \frac{\rho_s(1-\varepsilon)U_s^2}{2} \quad (2.79)$$

onde:

L_{dil} - comprimento da região diluída, e

f_g - coeficiente de atrito para o escoamento de gás.

Uma vez conhecida a porosidade, o inventário de sólidos na região $M_{s,dil}$ pode ser obtido através de:

$$M_{s,dil} = \rho_s(1-\varepsilon)L_{dil} \frac{\pi D^2}{4} \quad (2.80)$$

De maneira análoga, o inventário na região de aceleração pode ser obtido por:

$$M_{s,a} = \int_{U_{s1}}^{U_{s2}} \frac{\rho_s(1-\varepsilon) \frac{\pi D^2}{4} U_s}{\frac{3}{4} c_D \varepsilon^{-4,7} \frac{\rho[(U_0/\varepsilon) - U_s]^2}{(\rho_s - \rho) \bar{d}_p} - \left(g + \frac{f_s U_s^2}{2D} \right)} dU_s \quad (2.81)$$

onde c_D é o coeficiente de arraste de uma partícula. A velocidade U_{s1} é calculada a partir de (2.74) para $\varepsilon = \varepsilon_{mf}$. A velocidade U_{s2} é a velocidade de equilíbrio da partícula em regime permanente, calculada pelo sistema de equações (2.74), (2.75) e (2.76).

b) Zona de fase densa

Yang considera esta zona como sendo composta de um núcleo diluído com uma região densa junto à parede, na qual há refluxo de sólidos com uma velocidade próxima da velocidade terminal da partícula U_t e onde haveria uma porosidade semelhante à existente num leito fluidizado na condição de mínima fluidização.

Na região do núcleo haveria transporte pneumático de partículas na condição de “choking”, com uma troca contínua de partículas com a região densa junto à parede, na forma de aglomerados transitórios.

O balanço de massa numa seção do escoamento forneceria:

$$\rho_s(1-\varepsilon_c) \frac{\pi D_c^2}{4} U_{sc} = \frac{\pi}{4} D^2 G_s^2 + R \quad (2.82)$$

onde:

$$R = \rho_s(1-\varepsilon_{mf}) \frac{\pi}{4} (D^2 - D_c^2) U_t$$

Para o núcleo diluído, valeria a relação:

$$\frac{2gD_c(\varepsilon_c^{-4,7} - 1)}{\left(\frac{U_{0,c}}{\varepsilon_c} - U_t\right)^2} = 6,81 \cdot 10^5 \left(\frac{\rho}{\rho_s}\right)^{2,20} \quad (2.83)$$

Os valores da porosidade no núcleo diluído ε_c e na região densa junto à parede ε_{mf} , são relacionados por um balanço de pressão à porosidade ε_{den} da zona de fase densa:

$$\rho_s g \frac{\pi}{4} D^2 \varepsilon_{den} = \rho_s g \frac{\pi D_c^2}{4} \varepsilon_c + \rho_s g \frac{\pi}{4} (D^2 - D_c^2) \varepsilon_{mf}$$

ou

$$\frac{D}{D_c} = \left(\frac{\varepsilon_c - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{den} - \varepsilon_{mf}} \right)^{0,5} \quad (2.84)$$

As equações (2.82) a (2.84) caracterizam a zona de fase densa, mas são insuficientes para a determinação a priori de todos os parâmetros, incluindo ε_{den} . Falta uma equação para a dinâmica de troca de massa entre o núcleo e a região da parede. Na ausência desta equação, Yang utilizou valores experimentais de ε_{den} para poder verificar seu modelo, a partir da queda de pressão nesta zona, dada por:

$$\Delta P_{den} = \rho_s (1 - \varepsilon_{den}) L_{den} g \quad (2.85)$$

onde L_{den} é o comprimento da zona de fase densa.

O inventário de sólidos correspondente vale:

$$M_{s,den} = \rho_s (1 - \varepsilon_{den}) \frac{\pi D^2}{4} L_{den} \quad (2.86)$$

Yang menciona a alternativa de considerar nos cálculos que a zona de fase densa corresponde a uma nova região de transporte pneumático transportando aglomerados ("clusters") de um determinado diâmetro e de densidade $\rho_s (1 - \varepsilon_{mf})$.

c) Zona de transição

Yang formula as condições na zona de transição com base no modelo empírico de arraste de Lewis, Gilliland e Lang (1962), que obtiveram para o arraste acima da superfície de um leito fluidizado, na zona de expansão, portanto, a expressão:

$$1 - \varepsilon = (1 - \varepsilon_{den}) \exp [-c (z - L_{den})] \quad (2.87)$$

que é adequada para aplicação desde que se consiga o valor de c ; z é uma altura ao longo da zona de transição e ε é a porosidade. Conhecidas as porosidades nas zonas de fases diluída e densa, seria possível estimar a altura L_{tr} da zona de transição através desta expressão.

Na coluna de retorno de sólidos Yang caracteriza três zonas: ciclone, leito lento ("slow bed") e dispositivo para controle da vazão de sólidos. Expressões para a perda de pressão são propostas para estas três zonas do "loop" particular estudado pelo autor.

Os comprimentos L_{den} e L_{dil} são determinados a partir do balanço de pressões utilizando as expressões propostas para ΔP .

A aplicação desse modelo exigiu ajustes na queda de pressão na válvula L para a aproximação com os dados experimentais analisados.

Segundo o autor, não haveria necessidade de colapso para que ocorra a região de fase densa no leito rápido; a existência e a altura dessa região seriam determinadas apenas pelo balanço de pressão no "loop". O arranjo da entrada de sólidos na coluna pode ter um efeito dominante na aceleração da partícula e nos demais fenômenos na região inferior do reator.

Yang sugere a necessidade, dada a sua importância, de levantar mais informações sobre os vários dispositivos que fazem parte da coluna de retorno dos sólidos.

f. Modelo de Kefa, Jianren, Zhongyang, Jianhua e Mingjang (1988)

Os autores pertencem à Universidade de Zhejiang na China e propõem um modelo bastante complexo para prever o movimento das partículas sólidas em leito recirculante. Eles consideram o escoamento gasoso axissimétrico turbulento e plenamente desenvolvido, não modificado pela presença dos sólidos. O escoamento gasoso causa uma difusão turbulenta das partículas. A flutuação do movimento da partícula é tratado como uma série de Fourier aleatória, baseada no espectro de flutuações do escoamento gasoso. As informações sobre o método, bem como os resultados obtidos, são apresentados com pouco detalhe.

g. Modelo de Berruti e Kalogerakis (1989)

Formulação de modelo fluidodinâmico com escoamento anular baseado na conservação da massa. O modelo é relativamente simples e necessita, como dado de entrada, do perfil de porosidade longitudinal e do fluxo de sólidos recirculado.

É um modelo semelhante ao proposto por Yang (1988) para a região densa, entretanto, nesse trabalho, os autores assumem que o gás escoar apenas na região central. Conforme Yang, os autores consideram que na região anular a velocidade da partícula é igual à velocidade terminal e a porosidade é a de mínima fluidização. Na região central foi assumido escoamento diluído, não havendo interação entre as partículas.

Os resultados do modelo foram comparados com dados experimentais de Brereton (1987), Bader, Findlay e Knowlton (1988), Hartge, Rensner e Werther (1988) e Horio, Morishita, Tachibana e Murata (1988), apresentando boa concordância. Para isso, contudo, os autores utilizaram a distribuição de pressão na coluna de subida obtida experimentalmente, como dado de entrada.

h. Modelo de Guardani (1989)

O modelamento fluidodinâmico desenvolvido coincide basicamente com o modelo de Rhodes e Geldart (1987), com uma modificação visando eliminar a descontinuidade existente nesse modelo.

O escoamento foi considerado homogêneo na seção transversal da coluna de subida, com uma região densa inferior e uma região diluída superior. Na interface entre essas regiões o fluxo foi assumido como a média entre os fluxos na superfície de um leito borbulhante e acima da TDH, calculados segundo as correlações de Wen e Chen (1982).

O autor considerou que o fluxo de sólidos alimentado era o próprio fluxo de sólidos recirculado. O modelo utiliza esse fluxo de sólidos para obter a posição da interface entre as regiões densa e diluída, segundo procedimento sugerido por Rhodes e Geldart (1987).

O fluxo de sólidos na interface entre as seções densa e diluída E_m foi calculado por:

$$E_m = \frac{E_0 + E_{\infty}}{2} \quad (2.88)$$

onde:

E_0 - fluxo de sólidos arrastado na superfície do leito denso, e
 E_∞ - fluxo de sólidos arrastado acima da TDH.

O fluxo de sólidos arrastado E em cada posição z na coluna de subida é obtido através das equações:

$$E = E_0 - (E_0 - E_{z_1}) \exp [c (z - z_1)] \quad , \text{ para } z \leq z_1 \quad (2.89a)$$

e

$$E = E_\infty + (E_{z_1} - E_\infty) \exp [-c (z - z_1)] \quad , \text{ para } z_1 < z \leq L_{tt}. \quad (2.89b)$$

A comparação do perfil de porosidade fornecido pelo modelo com alguns dos resultados experimentais de Hartge, Li e Werther (1986) e de Rhodes e Geldart (1987) apresentou desvios relativos menores do que 5% na região mais diluída do leito, e da ordem de 23% na região mais densa.

O modelo é parecido com o de Rhodes e Geldart (1987) e também não considera a existência do escoamento anular característico de leitos fluidizados rápidos.

1. Modelo de Grace, Brereton, Lim, Legros, Shao, Senior, Wu, Muir e Engman (1989)

O modelo proposto admite a injeção de ar secundário e considera a existência de leito turbulento abaixo do ponto de injeção, conforme a Fig. 2.20, a seguir. Acima da injeção de ar secundário iriam as regiões central e anular.

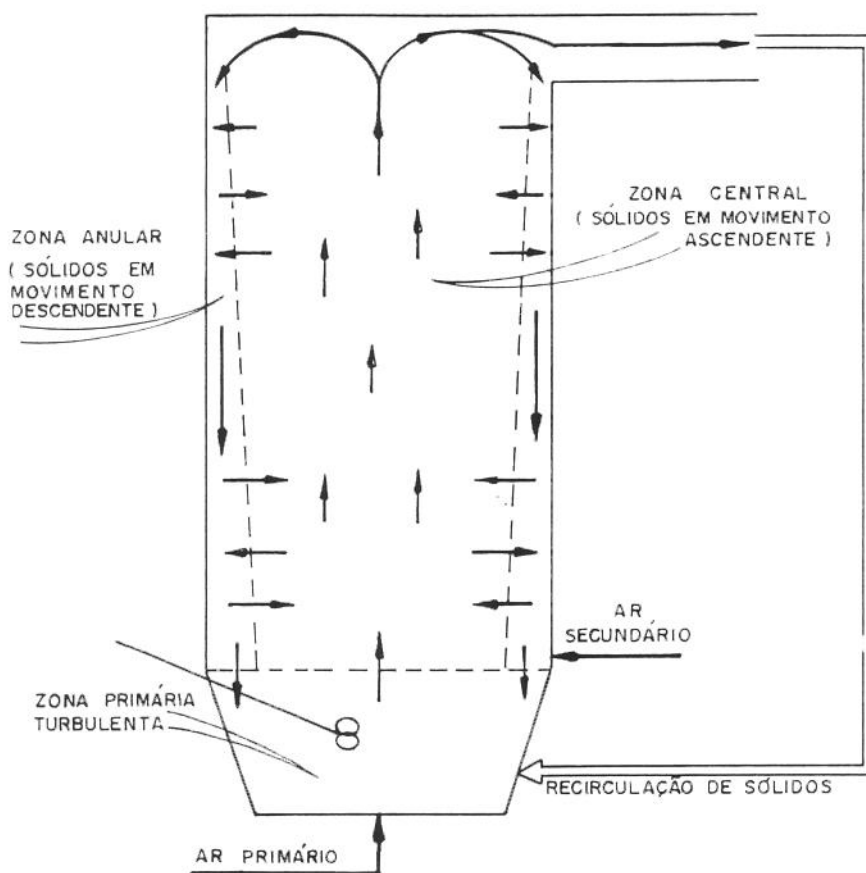


Fig. 2.20 - Esquema do modelo fluidodinâmico de Grace et al. (1989)

Os autores consideram que o fluxo de partículas ânulo $\rightarrow$ centro deve ocorrer para produzir o aumento na concentração da suspensão observada no topo de colunas com saída abrupta.

O modelo desenvolvido consiste de balanços de massa, tendo os parâmetros seguintes como fatores de ajuste:

- . Velocidade dos aglomerados na zona anular,
- . Coeficiente de fluxo de partículas parede $\rightarrow$ centro;
- . Fração de sólidos retornando a partir da saída no topo da coluna principal, e
- . Espessura da região anular na qual 100% da parede é coberta pelos aglomerados.

O excesso de parâmetros a serem ajustados empiricamente e a complexidade matemática desse modelo tornam-no de difícil aplicação.

j. Modelo de Kunii e Levenspiel (1990)

Os autores consideram o leito fluidizado rápido composto de uma região densa inferior, com porosidade constante, e uma região diluída superior, com a porosidade varando conforme a altura.

Através da análise de resultados experimentais, os autores consideraram que o mecanismo de redução da fração de sólidos na região diluída do leito “rápido” é basicamente similar ao que ocorre acima de leitos borbulhantes e turbulentos.

Seu modelo considera que existem 3 fases na região diluída:

- . Fase 1: finos estão completamente dispersos e são transportados pela corrente de gás com velocidade U_{s1} ;
- . Fase 2: aglomerados ejetados do leito denso são transportados pela corrente de gás com velocidade U_{s2} , e
- . Fase 3: aglomerados presentes numa fina camada junto à parede movimentando-se para baixo com velocidade U_{s3} .

Os aglomerados da fase 2 progressivamente se dispersam, mudando de direção e retornando ao leito.

A resolução das equações diferenciais do modelo de escoamento fornece:

$$\frac{\varepsilon_s - \varepsilon_{s,ch}}{\varepsilon_{s,den} - \varepsilon_{s,ch}} = e^{-c(z-L_{den})} \quad (2.90)$$

onde:

ε_s - fração volumétrica de sólidos;

$\varepsilon_{s,den}$ - fração volumétrica de sólidos na região densa, e

$\varepsilon_{s,ch}$ - fração volumétrica de sólidos na saturação.

$\varepsilon_{s,den}$ pode ser calculado através de correlações para leitos borbulhantes, e:

$$\varepsilon_{s,ch} = \frac{G_{s,ch}}{\rho_s U_0} \quad (2.91)$$

onde $G_{s,ch}$ é o fluxo de sólidos na condição de saturação.

A integração da equação (2.90) ao longo da altura da região diluída fornece o valor médio da concentração de sólidos nessa região:

$$(1 - \varepsilon) = \varepsilon_s = \varepsilon_{s, ch} + \frac{\varepsilon_{s, den} + \varepsilon_{s, ch}}{L_{tt} - L_{den}} (1 - e^{-c(L_{tt} - L_{den})}) \quad (2.92)$$

A constante c é obtida em gráficos construídos com dados experimentais em função da velocidade superficial do gás, indicando que $c = 0,5 \text{ m}^{-1}$ para $U_0 > 5 \text{ m/s}$.

O trabalho não apresenta comparação com dados experimentais para sua verificação e necessita da altura da região densa inferior L_{den} como dado de entrada.

k. Modelo de Zhang, Xie, Chen e Hasatani (1990)

Os autores seguem o modelo teórico de Kwauk (1980) para descrever o leito fluidizado “rápido”, que consideram ser constituído por um leito denso inferior e um leito diluído superior, ambos possuindo regiões diluídas (partículas isoladas dispersas no meio gasoso) e regiões concentradas (“clusters”). A porosidade média é composta do meio diluído contínuo e dos “clusters”.

O trabalho foi baseado no modelo do movimento browniano e na teoria randômica (“random walk theory”), visando uma solução analítica para a concentração longitudinal de partículas no leito fluidizado circulante.

O desenvolvimento do modelo resultou nas equações:

$$\varepsilon = \varepsilon^* - \frac{\varepsilon^* - \varepsilon_a}{2} \exp\left(\frac{z' - z_i}{A'}\right) \quad \text{para } z' < z_i \quad (2.93a)$$

e

$$\varepsilon = \varepsilon_a + \frac{\varepsilon^* - \varepsilon_a}{2} \exp\left[\frac{-(z' - z_i)}{A'}\right] \quad \text{para } z' \geq z_i \quad (2.93b)$$

onde:

$$A' = \frac{G_s}{\rho_s F}$$

ε^* , ε_a e z_i são determinados pelas fórmulas empíricas de Li e Kwauk (1980). F é considerado como um parâmetro de frequência relativo à formação de aglomerados. No trabalho, $F = 0,02$, para otimizar os resultados. Neste trabalho não foi considerado o balanço pressão no “loop”.

l. Modelo de Rhodes (1990)

Rhodes propõe um modelo de escoamento anular baseado na equação da conservação da massa. Considera que todo o gás escoar pela região central, onde não existe interação entre as partículas. Ele admite que a taxa de transferência de sólidos do centro para o anulo é diretamente proporcional ao produto da concentração de sólidos no centro e à área interfacial entre centro e anulo:

$$\frac{dG_{s,c}}{dz} = -4 \frac{k_d \rho_s (1 - \varepsilon_c)}{D_c} \quad (2.94)$$

onde:

$G_{s,c}$ - fluxo de sólido ascendente na zona central;

k_d - coeficiente de transferência de massa, e

D_c - diâmetro da zona central.

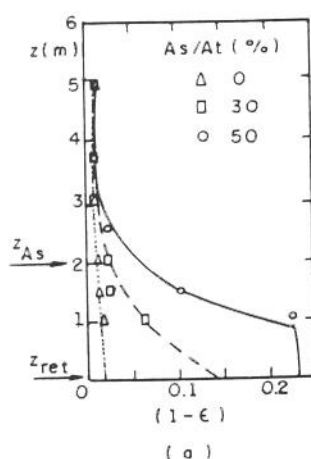
O modelo analisa apenas a coluna de subida, não considerando o balanço de pressão no "loop".

m. Modelo de Cho, Namkung, Kim e Park (1994)

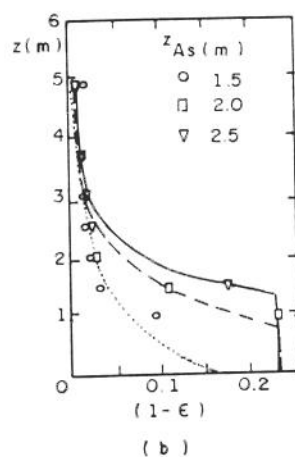
Os autores propõem um modelo para prever a concentração de sólidos na coluna principal, baseado nas suas observações experimentais, discutidas no item 2.1 deste trabalho. O efeito da injeção de ar secundário foi previsto através da modificação do modelo de arraste de sólidos, utilizando uma correlação para a constante de decréscimo na concentração de sólidos c na câmara de expansão. O modelo de arraste na câmara de expansão utiliza a expressão (2.90). O valor de $\varepsilon_{s,den}$ foi obtido segundo a proposta de Schnitzlein (1987), usando a velocidade superficial do gás abaixo da injeção de ar secundário U_{01} . A partir dos resultados experimentais foi proposta uma correlação para a constante c :

$$c = 0,15 U_0^{-2,00} G_s^{0,88} \left(1 - \frac{As}{At}\right)^{-0,60} \left(\frac{L_{tt} - Z_{As}}{L_{tt}}\right)^{-1,35} \quad (2.95)$$

A comparação do modelo com os dados experimentais dos autores pode ser visualizada na Fig. 2.21.



$U_0 = 2,0 \text{ m/s}$
 $G_s = 15,0 \text{ kg/sm}^2$
 $z_{As} = 2,0 \text{ m}$



$U_{02} = 2,0 \text{ m/s}$
 $G_s = 15,0 \text{ kg/sm}^2$
 $As/At = 50\%$

Fig. 2.21 - Comparação entre os perfis de concentração de sólidos medido experimentalmente e calculado pelo modelo

Esse modelo é na realidade uma proposta para a obtenção de uma correlação para o coeficiente c em sistemas com injeção secundária de ar. O balanço de pressão no sistema não é realizado, e o comprimento da região densa inferior L_{dm} admitido como dado de entrada.

2.4.3 - Modelos a Partir das Equações Fundamentais

a. Modelo de Gidaspow (1978)

Gidaspow (1978) desenvolveu um modelo bifásico unidimensional baseado no chamado princípio de produção de entropia a partir do não-equilíbrio termodinâmico. Ele postulou que a energia interna do sistema era uma função das variáveis termodinâmicas usuais de sistemas monofásicos, tais como entropia, volume e massa. Adicionalmente, considerou que a energia interna era também função da velocidade relativa das duas fases. Arastoopour e Gidaspow (1979) aplicaram o modelo de Gidaspow para o transporte pneumático vertical, para prever as velocidades locais do gás U_g e do sólido U_s , a porosidade ϵ e a pressão do gás P na coluna principal.

As hipóteses do modelo são as seguintes:

- . Escoamento unidimensional;
- . Escoamento isotérmico;

- Escoamento em regime permanente, e
- Não ocorre mudança de fase.

A equação da continuidade para o gás é escrita como:

$$\frac{d}{dz}(\varepsilon \rho U_g) = 0 \quad (2.96)$$

e a equação de continuidade para o sólido é apresentada como:

$$\frac{d}{dz}[(1-\varepsilon)\rho_s U_s] = 0 \quad (2.97)$$

As equações da variação da quantidade de movimento são combinadas para fornecer a equação para a mistura gás-sólido:

$$(1-\varepsilon)\rho_s U_s \frac{dU_s}{dz} + \varepsilon \rho U_g \frac{dU_g}{dz} + g[\rho_s(1-\varepsilon) + \rho\varepsilon] = \frac{dP}{dz} - f_w \quad (2.98)$$

onde f_w representa o termo de dissipação devido ao atrito com a parede.

A equação que descreve a velocidade relativa gás-partícula U_d é dada por:

$$\frac{1}{2} \frac{d}{dz}(U_d)^2 + \frac{3}{4} c_D \frac{\rho}{\rho_s} \frac{(U_d)^2}{\bar{d}_p \varepsilon^{2,65}} = g \quad (2.99)$$

O coeficiente de arraste c_D é estabelecido pelas equações a seguir, em função do número de Reynolds relativo Re_d :

$$c_D = \frac{24}{Re_d} \left(1 + 0,15 Re_d^{0,687}\right) \quad , \text{ para } Re_d < 1000 \quad (2.100a)$$

e

$$c_D = 0,44 \quad , \text{ para } Re_d \geq 1000 \quad (2.100b)$$

onde

$$Re_d = \frac{\rho \bar{d}_p U_d}{\mu} \quad (2.101)$$

Gidaspow, Tsuo e Luo (1989) e Tsuo e Gidaspow (1990) utilizaram as equações descritas anteriormente, introduzindo um termo de “viscosidade do

sólido”, obtido empiricamente. Este termo considera a dissipação de energia entre as partículas sólidas. O modelo prevê a formação de aglomerados no momento em que as partículas se chocam com a parede. Os aglomerados descem pela parede, enquanto partículas isoladas sobem pelo centro da coluna principal do sistema.

O modelo foi testado com dados experimentais obtidos em sistemas operando em condições de transporte pneumático em fase densa, utilizando a “viscosidade do sólido” como único termo de ajuste. Os valores obtidos para a velocidade do sólido U_s e para a porosidade ϵ concordam com medidas realizadas no Institute of Gas Technology de Chicago.

b. Modelo de Horio, Morishita, Tachibana e Murata (1988)

Os autores aplicaram as equações da conservação da massa e da variação da quantidade de movimento, utilizando o critério de mínima queda de pressão de Nakamura e Capes (1973).

O modelo é unidimensional e considera a existência de escoamento anular, definindo o parâmetro α como a relação entre os diâmetros da zona central e da seção transversal da tubulação:

$$\alpha = \frac{D_c}{D} \quad (2.102)$$

Os autores admitem a existência de aglomerados tanto na zona central, como na zona anular, junto à parede.

O modelo é complexo, resultando em um sistema com doze equações e fornece como resultado valores, para as zonas central e anular, da velocidade do gás, velocidade do sólido e porosidade.

Ishii, Nakajima e Horio (1989) aplicaram esse modelo utilizando como dados de entrada valores experimentais para o diâmetro e a porosidade dos aglomerados, obtendo boa concordância com os dados experimentais de α , razão entre os diâmetros da zona central e da seção transversal da coluna de subida.

Horio e Takei (1990) aplicaram este modelo introduzindo correlações para a queda de pressão em todo o circuito do sistema circulante. A comparação do perfil de pressão ao longo do sistema com dados experimentais mostrou boa concordância.

c. Modelo de Kudo, Taniguchi, Kaneda, Yang, Zhang, Guo e Matsumura (1990)

Os autores desenvolveram um modelo para a transferência de calor em sistemas de leito fluidizado circulante. O modelo da fluidodinâmica adotado resolve as equações diferenciais da continuidade e da variação da quantidade de movimento, considerando escoamento unidimensional, em regime permanente, e foi aplicado em sistemas com injeção secundária de ar.

Como resultado do modelo fluidodinâmico, os autores apresentam o perfil de porosidade na coluna de subida do sistema e a comparação com resultados experimentais apresentou boa aproximação.

O modelo considerou o leito como borbulhante e adotou como condição inicial velocidade da partícula nula na placa distribuidora.

d. Modelo de Manno e Reitsma (1991)

Manno e Reitsma (1991) formularam um modelo matemático para o leito fluidizado circulante, admitindo condições de regime permanente e escoamento unidimensional. O modelo baseia-se nas equações da conservação de massa e da variação da quantidade de movimento da mistura bifásica. Eles aplicaram a equação da velocidade relativa gás-partícula, proposta por Gidaspow (1978) com base no chamado princípio da minimização da entropia para escoamentos sem mudança de fase e com equilíbrio térmico entre as fases.

O modelo considera a hipótese de escoamento centro/ânulo e admite a existência de quatro regiões ao longo da coluna de subida: região de aceleração, região densa inferior, região de transição e região diluída superior.

A região de aceleração é descrita como sendo aquela onde a velocidade do sólido atinge a velocidade terminal do aglomerado de partículas.

A região densa inferior é admitida com porosidade constante, apresentando espessura da zona anular e diâmetro do aglomerado também constantes.

A região de transição apresenta um perfil simétrico entre as regiões densa e diluída. A espessura da zona anular e o diâmetro do aglomerado variam com a posição axial.

A região diluída superior apresenta zona anular próxima à parede, dependendo de parâmetro empírico para prever a influência da geometria do topo

da coluna. O diâmetro do aglomerado é variável e existe um fluxo de massa do centro para o anulo.

O modelo possui quatro parâmetros empíricos para ajuste:

- . Comprimento característico da zona de transição;
- . Porosidade assintótica na zona central da região densa;
- . Porosidade assintótica na zona central da região diluída, e
- . Posição do ponto de transição entre as regiões densa e diluída.

Em relação ao perfil axial de porosidade, os resultados da simulação mostraram boa concordância com os experimentos de Weistein, Graff, Meller e Shao (1983), Hartge, Li e Werther (1986), Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988), Horio, Morishita, Tachibana e Murata (1988) e Li, Tung e Kwauk (1988).

A análise dos vários modelos propostos mostra que as tentativas ainda são frustradas pelo conhecimento relativamente escasso sobre a fenomenologia do escoamento. A consideração da injeção de ar secundário traz dificuldades adicionais. A utilização de modelos que dependem de um número significativo de parâmetros empíricos de ajuste confirma o grau de desconhecimento do fenômeno. Em casos como este, é prudente trabalhar com modelos mecanicistas tão simples como possível, que permitam identificar rapidamente a influência dos parâmetros e variáveis de interesse. O conhecimento crescente do escoamento permite o aperfeiçoamento gradativo do modelo, até que se possa, quanto mais cedo melhor, passar à modelagem a partir das equações fundamentais. Neste trabalho optou-se por essa estratégia.

CAPÍTULO 3

MODELAGEM DA FLUIDODINÂMICA

3 - MODELAGEM DA FLUIDODINÂMICA

A revisão da informação disponível, apresentada no capítulo 2, mostra que as correlações fluidodinâmicas existentes possuem aplicação restrita, prejudicando a formulação de modelos de uso geral.

A elaboração de modelos baseados nas equações fundamentais diferenciais da conservação de massa e da variação da quantidade de movimento, como apresentado por Tsuo e Gidaspow (1990) para a coluna de subida, ainda não parece possível em leitos rápidos, pois a dinâmica do escoamento na coluna principal depende do balanço de pressão no circuito ("loop") do sistema circulante, composto pela coluna principal ou de subida ("riser"), ciclone, coluna de descida e válvula de recirculação, e não há um conhecimento completo do fenômeno devido sua complexidade.

Neste trabalho optou-se por um modelo fluidodinâmico mecanicista unidimensional com características bidimensionais, pois se considera a presença de uma região anular próxima à parede na região de transição da coluna de subida. Esta coluna foi considerada como possuindo até três regiões: uma região densa inferior, uma região de transição e uma região diluída superior, como sugerem as evidências experimentais.

A altura da região densa inferior é função do balanço de pressão no circuito do sistema e a região de transição é caracterizada pelo elevado retorno de sólidos pelas paredes.

Observações experimentais indicam que a concentração de sólidos no topo da coluna principal é função da geometria da região de saída. Portanto, são necessários estudos experimentais específicos nesta região para a proposição de um modelo matemático que leve em conta seu comportamento fluidodinâmico.

O estudo dos modelos existentes, bem como a análise de sua aplicação aos dados experimentais disponíveis, sugeriu a proposição de um modelo que considera apenas as três regiões citadas anteriormente, para prever as características fluidodinâmicas do leito.

As regiões densa e diluída foram admitidas com porosidade constante, enquanto que, na região de transição, ela é função da altura. A concentração de sólidos na transição depende da constante de transferência de massa centro-ânulo K_d , cujo valor é função das porosidades das regiões densa e diluída, ajustado de modo a evitar descontinuidades no perfil de concentração na coluna principal.

Um esquema simplificado do sistema fluidizado circulante adotado é mostrado na Fig. 3.1.

A injeção de ar secundário na coluna principal também foi considerada, causando a existência de velocidades superficiais do gás diferentes nas regiões abaixo e acima da posição de injeção z_{rs} .

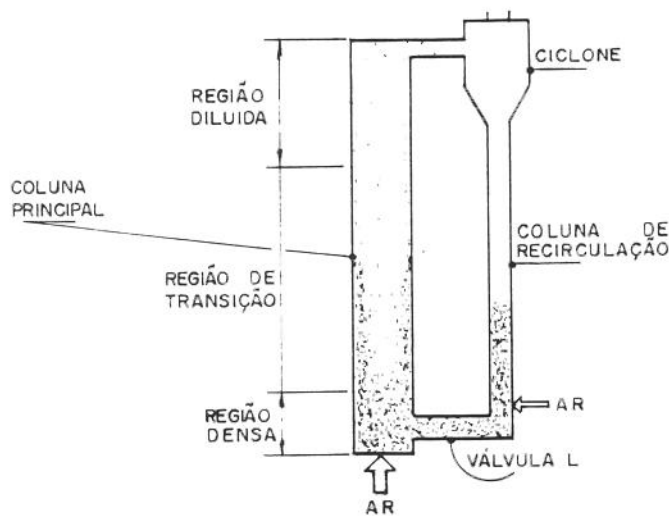


Fig. 3.1 - Esquema do leito fluidizado circulante

3.1 - Consolidação das Hipóteses

O modelo considerado está baseado nas seguintes hipóteses:

- . Regime estacionário;
- . A coluna principal pode possuir, dependendo do balanço de pressão no circuito, até 3 regiões: densa, transição e diluída;
- . A região densa é considerada como um leito borbulhante, onde as partículas sólidas estão uniformemente distribuídas;
- . A região de transição possui uma zona diluída central e uma zona densa próxima à parede (ânulo);
- . A porosidade da zona anular foi considerada igual à da região densa inferior;

A porosidade da zona central da região de transição é variável com a altura e depende da taxa de transferência de massa centro-ânulo. O valor da constante de transferência de massa centro-ânulo depende da porosidade das regiões densa e diluída, pois a região de transição promove a ligação entre elas;

. A região diluída superior é tratada como transporte pneumático, com porosidade constante ao longo da altura;

. Na região de transição o fluxo de sólidos é ascendente na zona central e descendente no ânulo próximo à parede, existindo um fluxo líquido de sólidos da zona central para a anular; e

. Na tubulação de retorno admitiu-se a porosidade da suspensão igual à de mínima fluidização (ϵ_{mf}).

3.2 - Equacionamento

Neste item são apresentadas as equações utilizadas no modelo, incluindo a seção de recirculação. A injeção de ar secundário é tratada no item 3.2.5. Os fluxogramas estão no Apêndice A e as listagens dos programas estão no Apêndice B.

A velocidade superficial do ar U_0 , o fluxo de sólidos recirculado G_s , o inventário de sólidos M_s , as propriedades do sólido e a geometria do sistema são admitidos como dados de entrada no programa. Como resultados obtém-se a distribuição de pressão com a consequente queda de pressão em cada componente do sistema e o perfil longitudinal de porosidade na coluna de subida do sistema.

O programa realiza iterações para a determinação do comprimento da região densa inferior L_{den} que satisfaz o balanço de pressão no circuito envolvendo coluna principal, ciclone, coluna de retorno e válvula de recirculação.

Os cálculos se iniciam por uma estimativa da altura da região densa inferior L_{den} , para a qual se calculam a porosidade, a massa de sólidos e a queda de pressão. Em seguida vem o cálculo iterativo da porosidade na região diluída, a partir de um valor admitido para a porosidade.

A distribuição da porosidade na região de transição é então calculada, utilizando o método de Runge-Kutta de 4ª ordem para a integração numérica da equação (3.12). Nesse ponto é feita a comparação entre os valores da porosidade no final da região de transição na região diluída. Quando há diferença significativa entre esses dois valores, o valor da constante de transferência de massa centro-

ânulo é alterado e o cálculo se inicia novamente, para obtenção da distribuição da porosidade na região de transição. Este procedimento se repete até que se obtenha um valor para a porosidade no final da região de transição igual ao da porosidade da região diluída. Em seguida se calculam a massa de sólidos e a queda de pressão nas regiões de transição e diluída, e as massas de sólidos e as quedas de pressão no ciclone e na válvula de recirculação.

Em seguida é realizado o balanço de massa no sistema, obtendo-se a massa de sólidos na coluna de retorno. Calcula-se então a queda de pressão correspondente, e é feito o balanço de pressão no “loop”, concluindo-se se o valor admitido para L_{den} satisfaz esse balanço. Caso não o faça, o valor de L_{den} é alterado e os cálculos se reiniciam novamente.

3.2.1 - Região de Transporte Denso

Considera-se possível a existência de uma região densa no fundo da coluna principal, tratada como um leito borbulhante com fluxo líquido ascendente de sólidos.

O modelo está baseado na teoria das duas fases modificadas de Toomey e Johnstone (1953).

A porosidade na região densa (ϵ_{den}) pode ser expressa pela equação (3.1), como sugerido em Rhodes e Geldart (1987).

$$\epsilon_{den} = (1 - \epsilon_b) \epsilon_p + \epsilon_b \quad (3.1)$$

onde:

- ϵ_b - fração do leito ocupado pelas bolhas, [-], e
- ϵ_p - porosidade da fase particulada, [-].

cálculo de ϵ_p :

Para sólidos do grupo B de Geldart, $\epsilon_p = \epsilon_{mf}$, para partículas do grupo A, $\epsilon_p > \epsilon_{mf}$, e pode ser obtida de:

$$\frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon_p} = \frac{2,54 \rho^{0,016} \mu^{0,066} \exp(0,09 F_{45})}{\bar{d}_p^{0,1} [g(\rho_s - \rho)]^{0,118} H_{mf}^{0,043}} \quad (3.2)$$

onde:

- F_{45} - fração de sólidos menores do que 45 μm , [-], e
- H_{mf} - altura de leito na condição de mínima fluidização, [m].

A fração do leito ocupada pelas bolhas ε_b pode ser prevista usando:

$$\varepsilon_b = \frac{Y(U_0 - G_s / \rho_s - U_{mf})}{U_{bs}} \quad (3.3)$$

onde Y é a razão entre a velocidade das bolhas visíveis e a velocidade das bolhas prevista pela teoria das duas fases. Baeyens (1981) fornece um gráfico para Y em função do número de Arquimedes Ar . Alternativamente, Y pode ser tomada de 0,8 a 1,0 para sólidos do grupo A e de 0,6 a 0,8 para sólidos do grupo B.

A velocidade média das bolhas no leito U_{bs} pode ser calculada usando a aproximação de Davidson, Clift e Harrison (1985):

$$U_{bs} = \phi \sqrt{gd_b} \quad (3.4)$$

onde ϕ depende da classificação de Geldart e do diâmetro da coluna:

Para sólidos do grupo A:

$$\begin{aligned} \phi &= 1 & \text{para } D \leq 0,1 \text{ m, ou} \\ \phi &= 2,5D^{0,4} & \text{para } 0,1 < D < 1 \text{ m} \end{aligned} \quad (3.5)$$

Para sólidos do grupo B:

$$\begin{aligned} \phi &= 0,64 & \text{para } D \leq 0,1 \text{ m, ou} \\ \phi &= 1,6D^{0,4} & \text{para } 0,1 < D < 1 \text{ m} \end{aligned} \quad (3.6)$$

O diâmetro da bolha d_b pode ser obtido para cada posição z acima do início da coluna de subida através da correlação de Stubington et al. (1984):

$$d_b = 0,430(U_0 - U_{mf})^{0,4} (z + 0,1272)^{0,8} g^{-0,2} \quad (3.7)$$

A massa de sólidos $M_{s,den}$ e a queda de pressão ΔP_{den} nessa região foram calculadas segundo as equações:

$$M_{s,den} = \rho_s (1 - \varepsilon_{den}) AL_{den} \quad (3.8)$$

$$\Delta P_{den} = \rho_s (1 - \varepsilon_{den}) g (L_{den} - z_{ret}) \quad (3.9)$$

onde:

L_{den} - comprimento da região densa, [m];

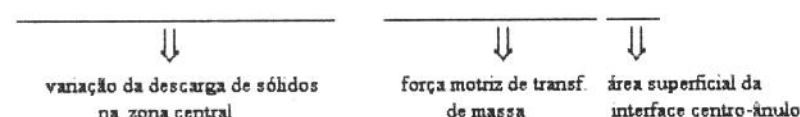
z_{ret} - posição de retorno de sólidos em relação ao início da coluna, [m].

3.2.2 - Região de Transição

A região de transição é caracterizada pelo intenso retorno de sólidos pelas paredes, definindo uma zona central diluída e uma zona anular concentrada.

Existe difusão das partículas da região central para a anular, representada por um coeficiente de deposição constante k_d , análogo ao coeficiente de transferência de massa, como sugerido por Bolton e Davidson (1988) e Rhodes (1990) e mostrado na equação (2.94). A taxa de transferência de massa é diretamente proporcional ao produto do gradiente de porosidade e da área interfacial entre as regiões central e anular, ou seja:

$$\frac{d}{dz} [\rho_s (1 - \epsilon_c) U_{sc} A_c] = -k_d \rho_s (\epsilon_{dil} - \epsilon_c) \pi D_c \quad (3.10)$$



onde:

- A_c - área da seção transversal da zona central, [m²],
- U_{sc} - velocidade das partículas sólidas na zona central, [m/s],
- ϵ_c - porosidade na zona central, [-],
- ϵ_{dil} - porosidade na região diluída superior, [-],

A velocidade relativa gás-partícula foi admitida como sendo igual à velocidade terminal, pois assumiu-se que a zona central opera em condições diluídas. Assumindo que as partículas não se influenciam entre si, a velocidade do sólido U_{sc} pode ser calculada como em (2.71):

$$U_{sc} = \frac{U_0}{\epsilon_c} - U_t \quad (3.11)$$

Rearranjando-se a equação (3.10) pode-se obter:

$$\frac{d\epsilon_c}{dz} = \frac{4k_d}{\alpha D} \frac{(\epsilon_{dil} - \epsilon_c)}{U_{sc}} \quad (3.12)$$

onde α é a relação entre os diâmetros da zona central e da seção transversal da coluna de subida.

A porosidade da região anular foi assumida constante e igual à porosidade da região densa, evitando-se com isso descontinuidade no perfil axial de concentração. A velocidade das partículas nessa região foi considerada igual à velocidade terminal, como sugerido por Yang (1988).

O valor da constante k_d é ajustado de modo a permitir a ligação entre as porosidades das regiões densa inferior e diluída superior.

O balanço de massa na seção transversal é realizado considerando que o fluxo de sólidos ascendente na zona central é igual ao somatório do fluxo líquido de sólidos G_s e do fluxo descendente na zona anular, ou seja:

$$\alpha^2 \rho_s (1 - \varepsilon_c) U_{sc} = G_s + (1 - \alpha^2) \rho_s (1 - \varepsilon_w) U_t \quad (3.13)$$

e a porosidade média na seção transversal (ε) é dada por (3.14), que é uma forma modificada da equação (2.84):

$$\varepsilon = \varepsilon_c \alpha^2 + \varepsilon_w (1 - \alpha^2) \quad (3.14)$$

A massa de sólidos e a queda de pressão na região de transição são obtidas através da integração ao longo da altura, como indicado nas expressões:

$$M_{s, tr} = \int_z \rho_s (1 - \varepsilon) A dz \quad (3.15)$$

e

$$\Delta P_{tr} = \int_z \rho_s (1 - \varepsilon) g dz \quad (3.16)$$

A altura de região de transição L_{tr} é baseada no modelo empírico de arraste de Lewis, Gilliland e Lang (1962). Eles observaram experimentalmente que a porosidade acima da região densa ε aumentava exponencialmente, segundo a expressão:

$$(1 - \varepsilon) = (1 - \varepsilon_{den}) e^{-c(z - z_{den})} \quad (3.17)$$

onde:

- ε_{den} - porosidade na região densa inferior, [-],
- z_{den} - posição no eixo longitudinal da superfície da região densa, [m].

Assim, o comprimento da região de transição L_{tr} pode ser obtido fazendo ε igual à porosidade da região diluída ε_{dil} . Essa equação é semelhante à equação (2.87):

$$L_{tr} = \frac{1}{c} \ln \left(\frac{1 - \varepsilon_{den}}{1 - \varepsilon_{dil}} \right) \quad (3.18)$$

onde c , que representa a taxa de decréscimo de sólido na zona central, foi assumida igual a $4,0 \text{ m}^{-1}$, pois foi o valor que forneceu melhor ajuste com os dados experimentais próprios. Foram testados valores $0,5$ e $4,0 \text{ m}^{-1}$, conforme sugerem os trabalhos de Wen e Chen (1982) e Rhodes e Geldart (1987).

3.2.3 - Região de Transporte Diluído

A presença de uma região diluída superior no sistema circulante ocorre quando são empregadas velocidades superficiais do ar elevadas ou fluxos de sólido recirculados pequenos. Nesse caso, podem-se aplicar correlações obtidas para o transporte pneumático vertical em fase diluída, como as desenvolvidas por Yang (1977).

A porosidade na região diluída (ε_{dil}) pode ser expressa como em (2.74), fazendo $\varepsilon = \varepsilon_{dil}$:

$$\varepsilon_{dil} = 1 - \frac{G_s}{(\rho_s - \rho)U_s} \quad (3.19)$$

onde a velocidade das partículas (U_s) é calculada por:

$$U_s = \frac{U_0}{\varepsilon_{dil}} - U_t \sqrt{\left(1 + \frac{f_s U_s^2}{2gD}\right) \varepsilon_{dil}^{4,7}} \quad (3.20)$$

A resolução da equação (3.20) necessita que se conheça o fator de atrito do sólido f_s ; para tanto Yang (1978) propôs as correlações empíricas:

$$f_s = 0,0126 \frac{(1 - \varepsilon_{dil})}{\varepsilon_{dil}^3} \left[\frac{(1 - \varepsilon_{dil})U_t}{\frac{U_0}{\varepsilon_{dil}} - U_s} \right]^{-0,979}, \text{ para } \frac{U_0 / \varepsilon_{dil}}{U_t} > 1,5 \quad (3.21 a)$$

e

$$\bar{f}_s = 0,0410 \frac{(1 - \epsilon_{dil})}{\epsilon_{dil}^3} \left[\frac{(1 - \epsilon_{dil}) U_t}{\frac{U_0}{\epsilon_{dil}} - U_s} \right]^{1,021} \text{ para } \frac{U_0 / \epsilon_{dil}}{U_t} \leq 1,5 \quad (3.21 \text{ b})$$

A massa de sólidos $M_{s,dil}$ e a queda de pressão ΔP_{dil} nessa região são necessárias para efetuar os balanços de massa e pressão no sistema, e podem ser obtidas de:

$$M_{s,dil} = \rho_s(1 - \epsilon_{dil})AL_{dil} \quad (3.22)$$

e

$$\Delta P_{dil} = \rho_s(1 - \epsilon_{dil})gL_{dil} \quad (3.23)$$

3.2.4 - Seção de Retorno de Sólidos

A seção de retorno é constituída por ciclone, coluna de retorno e válvula de recirculação.

As correlações utilizadas no modelo para a queda de pressão no ciclone e na válvula de recirculação estão detalhadas nos itens 5.1.7 e 5.1.8 deste trabalho, e resultaram do estudo experimental do leito fluidizado circulante em consideração.

A massa de sólidos no ciclone $M_{s,cic}$ foi calculada como em (2.34), considerando-se que a concentração de sólidos em seu interior era igual à encontrada no topo da coluna principal ϵ_{topo} , ou seja:

$$M_{s,cic} = \rho_s(1 - \epsilon_{topo})V_{cic} \quad (3.24)$$

onde:

$$\epsilon_{topo} = 1 - \frac{G_s}{\rho_s(U_0 - U_t)} \quad (3.25)$$

e V_{cic} - volume do ciclone.

A massa de sólidos na válvula de recirculação $M_{s,v}$ foi calculada admitindo-se que a suspensão em seu interior possui porosidade igual à de mínima fluidização ϵ_{mf} .

$$M_{s,v} = \rho_s(1 - \varepsilon_{mf})A_v L_v \quad (3.26)$$

onde L_v é o comprimento vertical da válvula L e A_v a área de sua secção.

A tubulação de retorno foi assumida com porosidade igual à de mínima fluidização e a massa de sólidos nessa região $M_{s,ret}$ foi obtida do balanço de massa no sistema, ou seja:

$$M_{s,ret} = M_s - M_{s,den} - M_{s,tr} - M_{s,dil} - M_{s,cic} - M_{s,v} \quad (3.27)$$

A queda de pressão na tubulação de retorno ΔP_{ret} pode então ser obtida por:

$$\Delta P_{ret} = \frac{M_{s,ret} \cdot g}{A_{ret}} \quad (3.28)$$

O balanço de pressão no circuito define a altura de cada região na coluna principal e é dado por:

$$\Delta P_{ret} = \Delta P_{den} + \Delta P_{tr} + \Delta P_{dil} + \Delta P_{cic} + \Delta P_v \quad (3.29)$$

3.2.5 - A Injeção de Ar Secundário

No caso da injeção do ar secundário, o modelo considera a possível existência de regiões densa, transição e diluída abaixo e acima da posição da injeção secundária. São utilizadas as mesmas correlações discutidas anteriormente, levando-se em conta a velocidade do gás devida.

A existência ou não de cada região é ditada pelo balanço de pressão no circuito. No tratamento adotado, os índices 1 e 2 referem-se às regiões abaixo e acima da injeção de ar secundário, respectivamente. São possíveis nove situações fluidodinâmicas diferentes na coluna principal, como esquematizado na Fig. 3.2.

O modelo admite inicialmente a situação esquematizada na Fig. 3.2 (c) e, dependendo do valor da queda de pressão em cada componente do sistema, pode testar as outras situações mostradas na figura, até encontrar a configuração em que é satisfeito o balanço de pressão no circuito.

Um fluxograma simplificado é mostrado no Apêndice A.

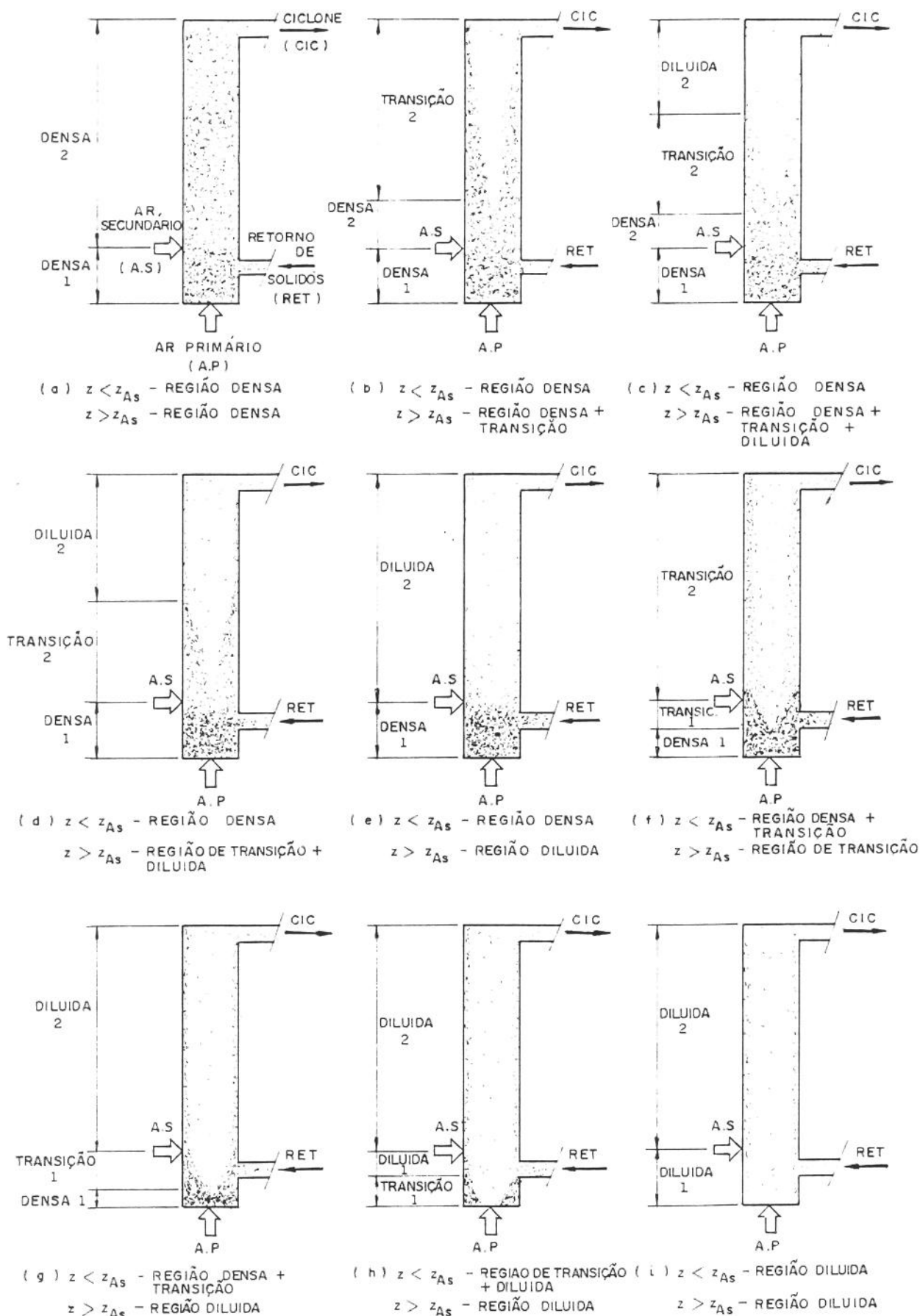


Fig. 3.2 - Esquema das possíveis situações na coluna principal de um leito fluidizante circulante

3.2.6 - Tentativas Preliminares

No decorrer deste trabalho foram realizadas tentativas com as correlações disponíveis na literatura, listadas a seguir, visando encontrar as que melhor se ajustassem aos dados experimentais. Isto resultou num trabalho bastante exaustivo, devido ao caráter fortemente empírico e de aplicação restrita das proposições relativas aos sistemas gás-sólido.

. Velocidade do material sólido na zona anular próxima à parede: hipóteses de Reitsma (1990) e dados experimentais de Bades, Findlay e Knowlton (1988); Hartge, Rensner e Werther (1988); Grace et al. (1989); Rhodes (1990) e Wirth e Seiter (1991).

. Velocidade do material sólido na zona central U_{sc} : correlações de Yang (1977) e IGT (1978);

. Porosidade da região densa inferior ϵ_{den} : modelo de Matsen (1982) e de Yang (1988);

. Constante de transferência de massa centro-ânulo k_d : valores citados em Bolton e Davidson (1988) e Rhodes (1990);

. Porosidade da região de transição ϵ : correlações de Kwauk et al. (1986), Rhodes e Geldart (1987) e Rhodes (1990);

. Queda de pressão no ciclone ΔP_{cic} : correlações de Perry, Green e Maloney (1984) e Rhodes e Geldart (1987);

. Queda de pressão na válvula de recirculação ΔP_v : correlações de Rhodes e Geldart (1987), Geldart e Jones (1991) e Yang e Knowlton (1993);

. Porosidade na zona central da região de transição ϵ_c : correlações sugeridas por Yang (1983) para as condições de colapso do leito ("choking"), e

. Porosidade na zona anular da região de transição ϵ_w : valores na faixa entre ϵ_{mf} e ϵ_{den} .

Foi testada a possibilidade de deixar o fluxo de sólidos recirculados G_s como um parâmetro livre no modelo, a ser determinado como resultado do equilíbrio do sistema. Verificou-se que isso só seria possível após a quantificação do efeito da saída da coluna principal do circuito, pois ele afeta fortemente o valor

de G_s . Esta quantificação fica como uma proposição de trabalho na sequência desta tese.

CAPÍTULO 4

DESCRIÇÃO DO SISTEMA E DO PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA E DO PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Neste capítulo é descrito o sistema onde foram realizados os testes experimentais bem como o procedimento experimental adotado.

4.1 - Descrição do Sistema

O sistema experimental utilizado foi, basicamente, projetado por Da Silva (1994) no Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP.

A Figura 4.1 mostra a fotografia do sistema experimental para combustão de carvão em leito fluidizado circulante. Na Fig. 4.2 é mostrado o desenho esquemático desse sistema, composto, em princípio, por três partes principais: sistema de alimentação de sólidos, coluna principal com seção de retorno e seção de resfriamento dos gases. A coluna principal é constituída pela base BAR; silo de descarga de cinzas grossas SID-1 e pela coluna de subida propriamente dita, com diâmetro interno de 100 mm e altura total de 4 m. Ela é formada por cinco seções de tubo liso RE-1, 2, 3, 4, e 5 e uma seção de trocador TC-1 com parede dupla para escoamento de água. A seção de retorno é constituída pelo ciclone CI, válvula de amostragem de sólidos VAS, com silo de coleta de amostra SID-2, coluna de retorno e válvula de recirculação tipo L VAL-L. Essas duas partes, que constituem o circuito de recirculação do sistema, podem ser vistas com maior detalhe na Fig. 4.3. A seção de resfriamento dos gases é constituída por tubos com parede dupla para escoamento de água: TC 1, 2, 3 e 4 e por um filtro de manga, FM.

As fotografias da válvula L e da válvula de amostragem de sólidos estão nas Figs. 4.4 e 4.5, respectivamente.

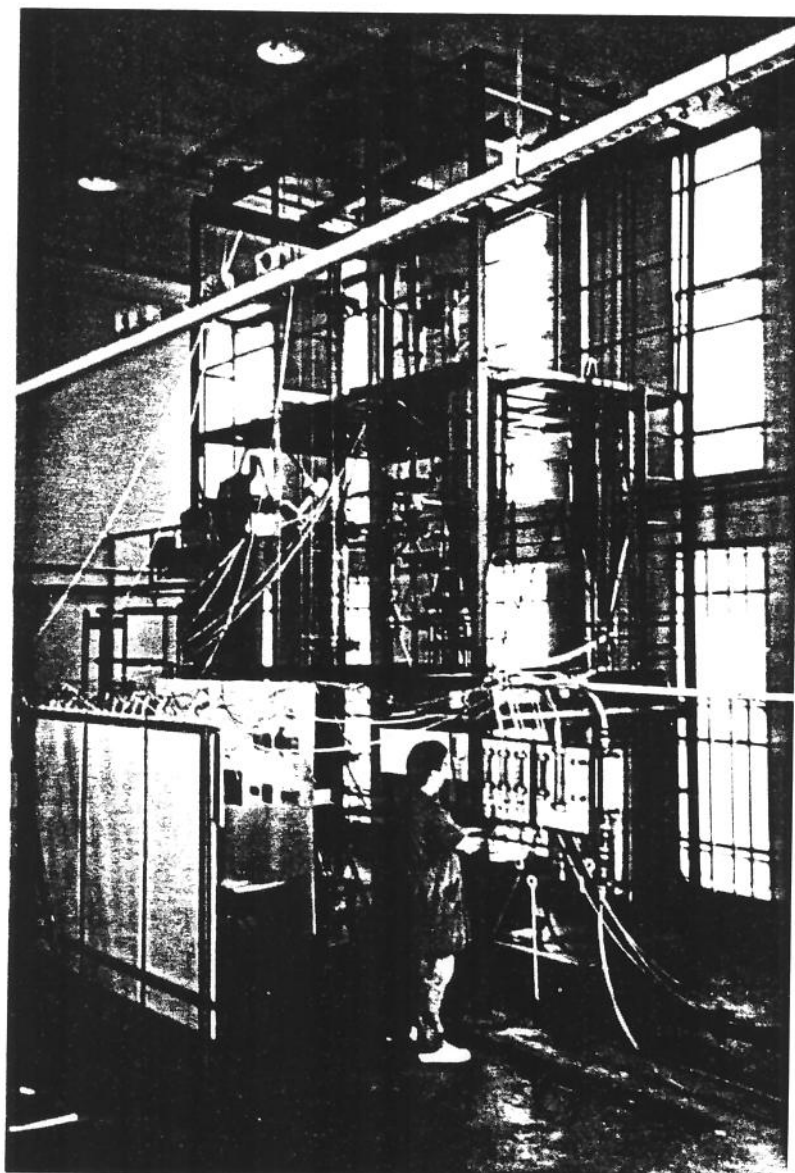


Fig. 4.1 - Sistema experimental - Visão geral

FM - FILTRO MANGA DE JATO PULSANTE

TC1,2,3,4 - TROCADORES

CI - CICLONE

VA1,2 - VÁLVULA DE ALIMENTAÇÃO DE SÓLIDOS

VAS - VÁLVULA DE AMOSTRAGEM DE SÓLIDOS

SID-2 - SILO DE DESCARGA DE AMOSTRA DE SÓLIDO

RE1,2,3,4,5 - REATOR PRINCIPAL

TCR - TROCADOR DE CALOR DO REATOR

DAR - DISTRIBUIDOR DE AR SECUNDÁRIO

SID-1 - SILO DE DESCARGA DE CINZAS

QUE - QUEIMADOR DE G.L.P.

SI-1 - SILO DE ALIMENTAÇÃO DE CALCÁRIO

SI-2 - SILO DE ALIMENTAÇÃO DE CARVÃO

BAR - BASE DO REATOR

BA1-2 - BALANÇAS

AQ - AQUECEDOR

SO1,2,3,4 - SOPRADORES

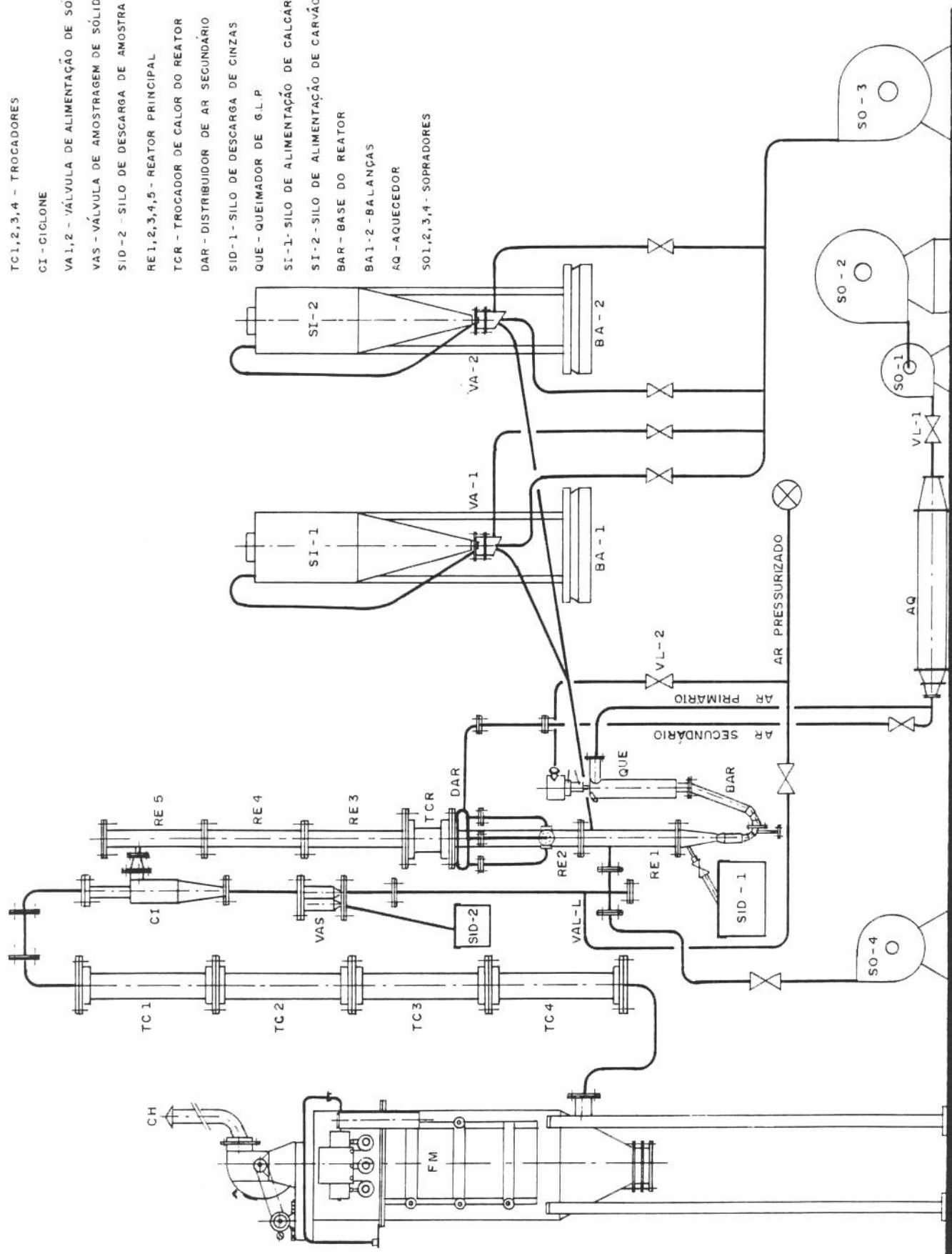


Fig. 4 2 - Desenho esquemático do sistema experimental

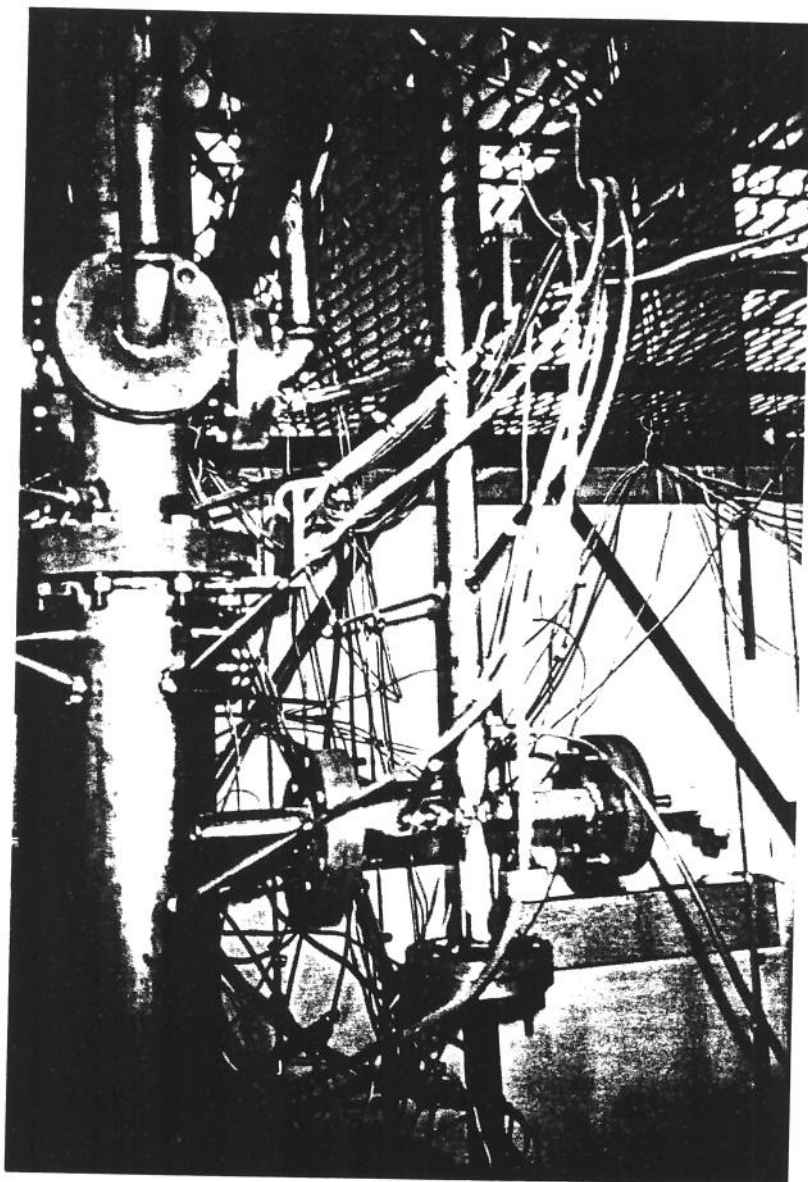


Fig. 4.4 - Válvula de recirculação

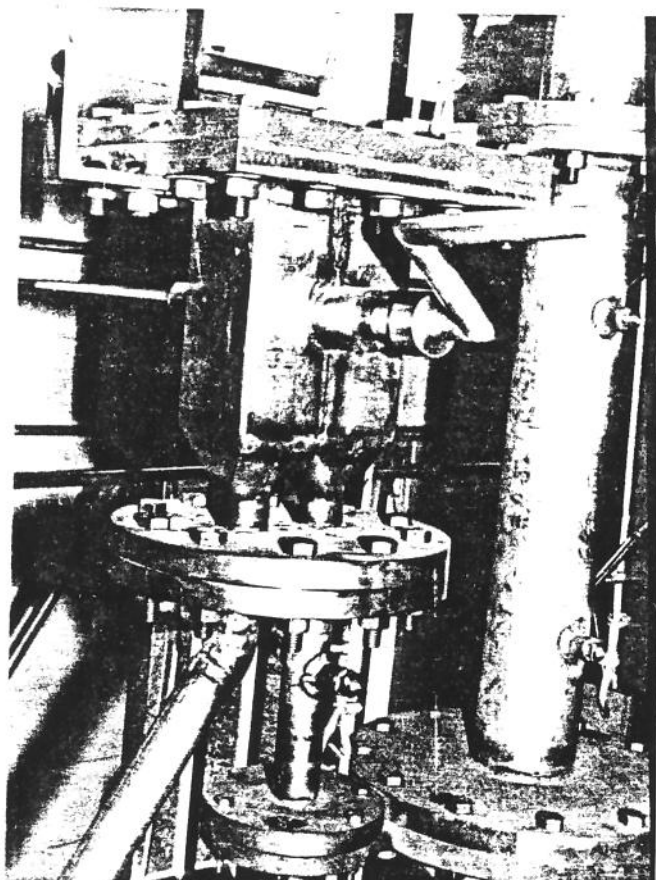


Fig. 4.5 - Válvula de amostragem de sólidos

As Figuras 4.6 a 4.10 mostram os esquemas detalhados da válvula de amostragem de sólidos, ciclone, sistema de injeção de ar secundário, base do combustor e sistema de alimentação de sólidos.

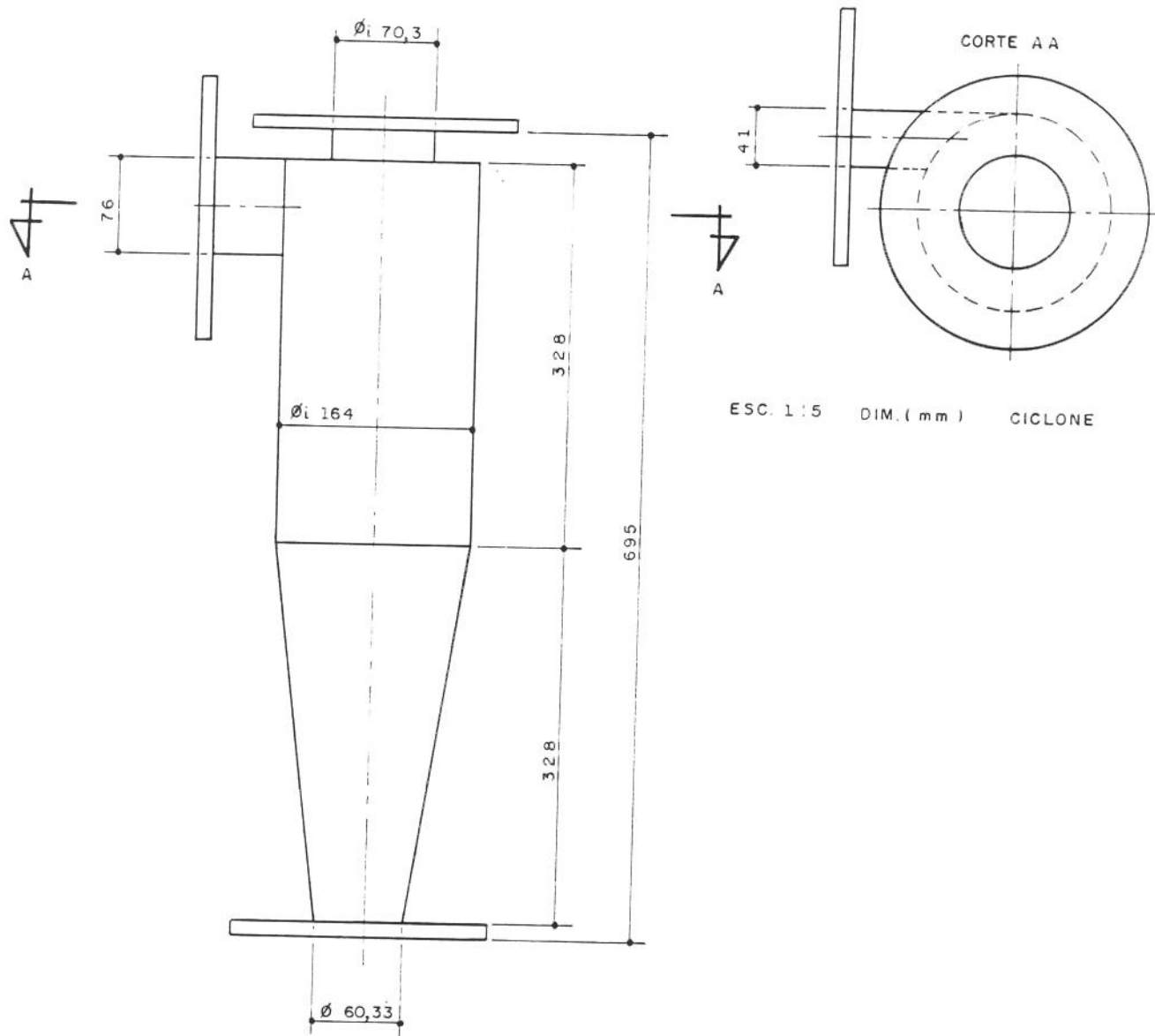


Fig. 4.7 - Desenho esquemático do ciclone - CI

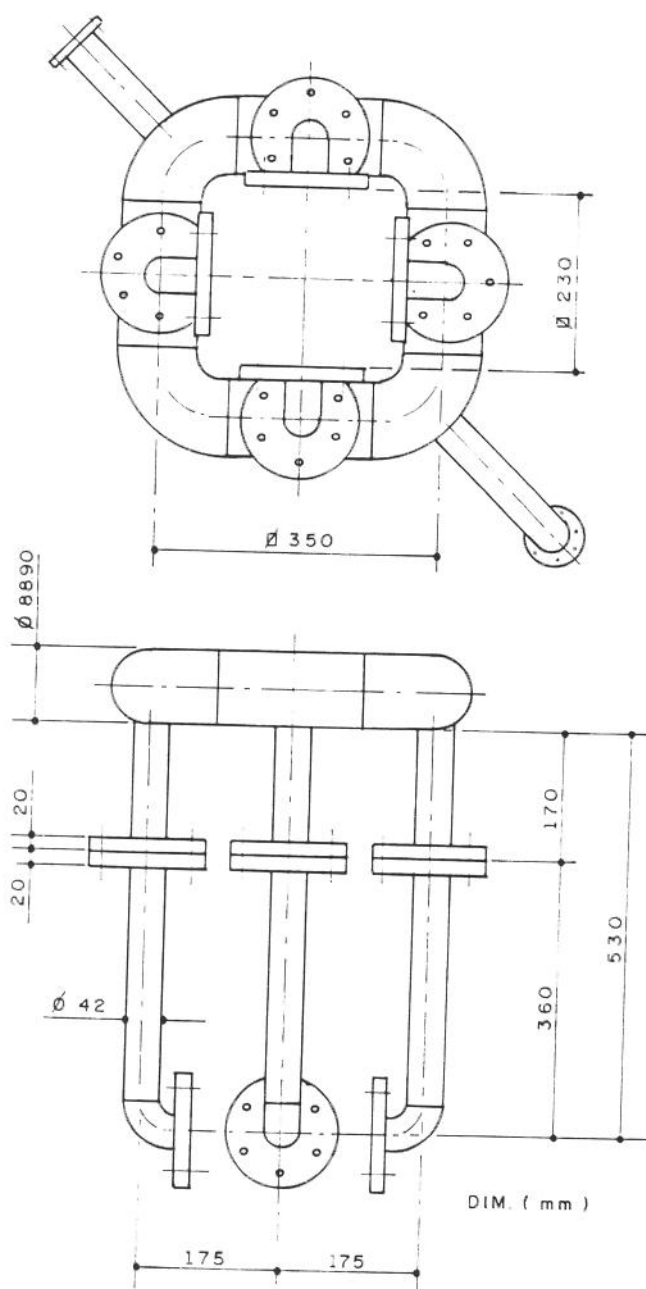


Fig. 4.8 - Desenho esquemático do sistema de injeção de ar secundário

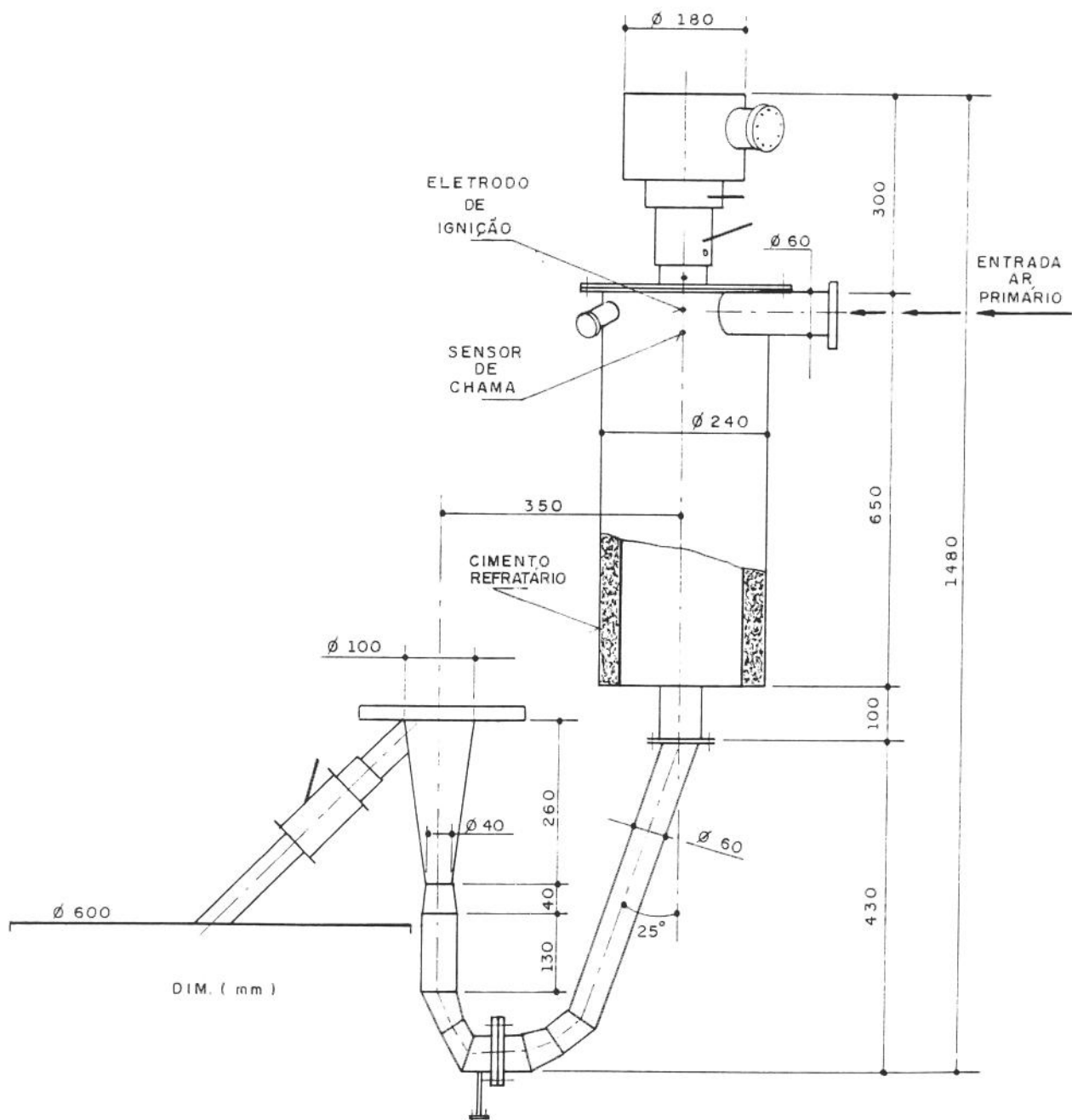


Fig. 4.9 - Desenho esquemático da base do combustor

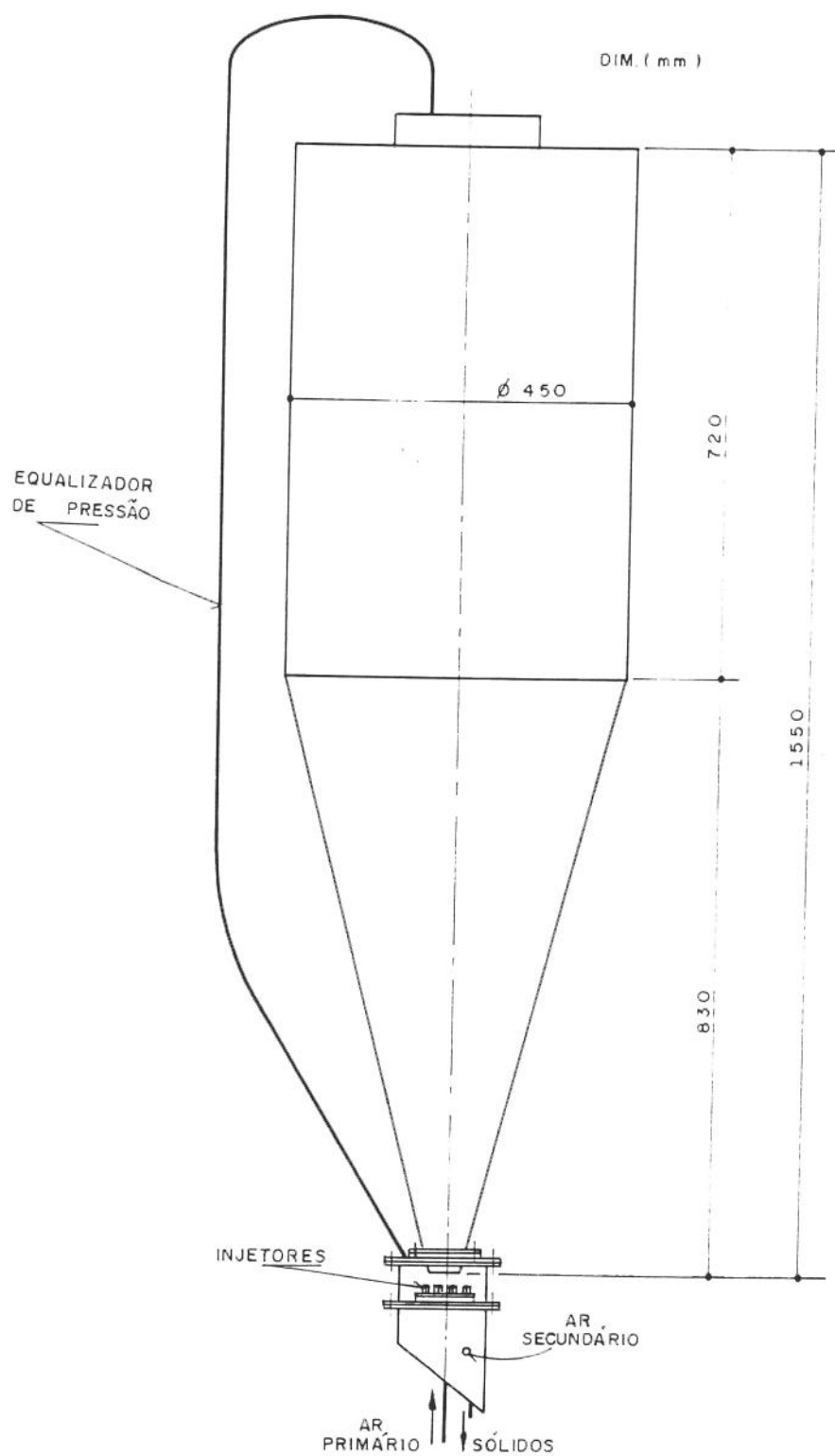


Fig. 4.10 - Desenho esquemático do sistema de alimentação de sólidos

A válvula de amostragem de sólidos, Fig. 4.6 utilizada para medida da descarga de sólidos recirculados, é constituída por dois silos geminados, cuja parede comum é uma lâmina móvel articulada por um eixo, que desvia o fluxo de sólidos amostrado para um silo depósito selado.

A injeção de ar secundário ocorreu em 4 posições dispostas radialmente a 920 mm da base como pode ser visualizado na Fig. 4.8.

Devido ao pequeno diâmetro do combustor, não se utilizaram placas com injetores para a entrada e distribuição do ar primário. Para assegurar a sustentação do material do leito foi adequada uma geometria do tipo Venturi, que mantém velocidade elevada e evita a obstrução da linha de ar primário pelo material sólido, como mostra a Fig. 4.9. A retirada das cinzas grossas é feita nessa base através de um tubo de descida com inclinação de 45 graus, conectado a um silo de descarga refratado e isolado, mantido selado durante a operação.

O sistema de alimentação foi operado com apenas o silo SI-1 para a alimentação de areia, tendo sido desconectado o SI-2.

A válvula de alimentação de sólidos utilizada, VA-1, é do tipo não mecânica e funciona com duas injeções de ar: na placa horizontal sob o silo, onde há um conjunto de injetores de ar, e na base, para permitir a remoção dos sólidos caídos da placa (Fig. 4.10). O princípio de funcionamento desse dispositivo consiste na destruição do ângulo de repouso do sólido que cai sobre a placa horizontal pela ação do ar primário de alimentação que entra através do conjunto de injetores. O sólido cai na parte inferior da válvula onde encontra a corrente de ar secundário de alimentação, que o transporta pneumaticamente até a coluna principal do sistema de leito fluidizado circulante. O controle da descarga de sólidos alimentada é feito pelo ajuste da vazão do ar primário de alimentação. O projeto desse alimentador, com os detalhes construtivos, pode ser encontrado no trabalho de Pécora, Goldstein Jr., Lombardi e Pagliuso (1991).

Para a injeção de ar no combustor foram utilizados dois ventiladores centrífugos, SO-1 e SO-2, Marelli, de 5 cv, 594 m³/min, 1500 mmca e 7,5 cv, 10 m³/min, 788 mmca, respectivamente, dispostos em série. Um soprador de ar SO-3 fabricação Marelli, de 10 cv, 17 m³/min, 1000 mmca, foi utilizado para a alimentação dos sólidos. Para a aeração da válvula L foi utilizado ar comprimido da rede, em substituição ao soprador SO-4 indicado na Fig. 4.2.

A unidade de teste foi instalada sobre uma estrutura metálica sobre a qual também estavam dispostas duas balanças BA-1 e BA-2, de fabricação Toledo, com capacidade de 0 a 500 kg utilizadas para a determinação da variação do inventário de sólidos alimentado ao sistema. O aquecedor elétrico de ar e o queimador de

GLP são equipamentos auxiliares para a partida do sistema, quando da operação como combustor.

A Figura 4.11 traz o diagrama básico de instrumentação do sistema experimental. As medidas das descargas de ar primário e secundário no combustor foram realizadas utilizando placas de orifício, enquanto que a medida das descargas de ar na válvula de alimentação e na válvula L foram feitas com rotâmetros.

A massa de sólidos alimentada foi obtida por pesagem do material do silo disposto sobre a balança.

As medidas de temperatura foram efetivadas por pares termoeletrônicos do tipo cobre-constantan e chromel-alumel, localizados conforme as Figs. 4.3 e 4.11, ligados a medidor digital de temperatura.

O perfil de pressão foi obtido através da leitura de manômetros diferenciados tipo tubo em U, com os pontos de tomada de pressão distribuídos ao longo do sistema, como mostrado nas Figs. 4.3 e 4.11. Na entrada dos manômetros foi adaptado um dispositivo utilizando seringas de injeção, com a finalidade de minimizar a flutuação do fluido manométrico, cujo esquema é mostrado na Fig. 4.12.

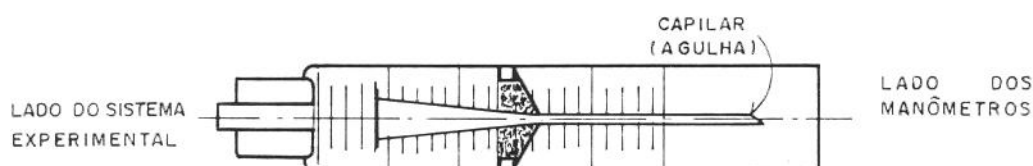


Fig. 4.12 - Esquema do atenuador de flutuação de pressão

4.2 - Caracterização do Material Sólido

O material sólido utilizado nos testes experimentais foi areia com três diâmetros, de 200, 548 e 920 μm , com distribuição granulométrica numa faixa bastante estreita, como pode ser visto na Tabela 4.1. Também foram realizados testes com a mistura das partículas de 200 e 920 μm , caracterizando-se um quarto diâmetro médio, de 535 μm , próximo ao diâmetro da partícula intermediária testada, 548 μm .

Tabela 4.1 - Granulometria das Partículas Testadas - Areia

$\bar{d}_p$ (μm)	Abertura da Peneira (μm)
200	+149 - 250
548	+500 - 595
920	+800 - 1000
	Mistura:
535	20% $\rightarrow$ 200 μm
	80% $\rightarrow$ 920 μm

A densidade da areia foi medida experimentalmente, através de picnômetro, tendo-se obtido um valor médio de 2600 kg/m^3 . A esfericidade foi obtida segundo método de Peçanha e Massarani (1986), a partir da projeção das partículas através da utilização de um retroprojetor, obtendo-se um valor médio de 0,7.

4.3 - Procedimento Experimental

A operação tinha início com o acionamento dos sopradores SO-1 e SO-2 e do aquecedor de ar AQ, mantendo-se a temperatura de entrada do ar na coluna principal do combustor fluidizado em torno de 200°C. Em seguida abria-se a válvula de controle do ar comprimido para injeção na válvula L e acionava-se o soprador SO-3 para alimentação do material sólido no sistema.

A descarga de sólido alimentada era controlada pela vazão de ar primário de alimentação, sendo o ar secundário de alimentação introduzido numa vazão alta o suficiente para assegurar o transporte pneumático do sólido do silo até a coluna principal. Atingido o inventário de sólidos desejado no sistema, fechava-se a entrada de ar primário de alimentação, mantendo-se inalterada a vazão de ar secundário de alimentação para impedir o retorno do material sólido para a válvula de alimentação.

Depois de estabelecido a proporção ar secundário/ar total do teste, esperava-se cerca de 30 minutos para que o sistema atingisse uma condição de equilíbrio de pressão e temperatura. Realizava-se então as medidas da descarga de ar primário, descarga de ar secundário, descarga de sólido recirculado, pressão e temperatura.

Para cada corrida experimental eram fixados o diâmetro da partícula $\bar{d}_p$, o inventário de sólidos M_s e as descargas de ar primário e de ar secundário na coluna principal, obtendo-se a relação ar secundário/ar total do sistema A_s/A_t .

As medidas experimentais, bem como os cálculos realizados, são mostrados nas Tabelas 4.2 a 4.3 a seguir, para, por exemplo, o teste 43.

4.4 - Ensaios Realizados

Foram realizados 64 testes experimentais cujas características estão mostradas nas Tabelas 4.5 a 4.8 para cada diâmetro de partícula testado. Resultados experimentais da distribuição de porosidade para todos os testes realizados estão mostrados no Apêndice C.

Os testes foram organizados em ordem crescente de inventário de sólidos M_s , seguido pela ordem crescente de descarga de gás W_g .

As colunas das Tabelas 4.5 a 4.8 estão organizadas na seguinte ordem:

- 1ª coluna: Número do teste;
- 2ª coluna: Inventário M_s ;
- 3ª coluna: Descarga do gás w_g ;
- 4ª coluna: Velocidade média do gás abaixo da injeção de ar secundário U_{01} ;
- 5ª coluna: Velocidade média do gás acima da injeção de ar secundário U_{02} ;
- 6ª coluna: Velocidade média do gás na coluna principal U_0 ;
- 7ª coluna: Relação entre as descargas de ar secundário e ar total As/At ;
- 8ª coluna: Fluxo de sólidos recirculado G_s ;
- 9ª coluna: Queda de pressão na válvula de recirculação ΔP_v
($\Delta P_v = P_{21} - P_{22}$);
- 10ª coluna: Queda de pressão no ciclone ΔP_{cic} ($\Delta P_{cic} = P_{18a} - P_{18b}$);
- 11ª coluna: Queda de pressão na coluna principal ΔP_{cpp} ($\Delta P_{cpp} = P_6 - P_{17}$);
- 12ª coluna: Queda de pressão na curva de saída da coluna principal
($\Delta P_{curva} = P_{17} - P_{18a}$);
- 13ª coluna: Queda de pressão na seção de retorno ΔP_{ret} ($\Delta P_{ret} = P_{18b} - P_{21}$);
- 14ª coluna: Somatório das quedas de pressão na coluna principal, curva, ciclone e válvula $L \Delta P_{soma}$ ($\Delta P_{soma} = \Delta P_{cpp} + \Delta P_{curva} + \Delta P_{cic} + \Delta P_v$).

A velocidade do ar na coluna principal variou de 3,0 a 8,5 m/s, com inventário de sólidos na faixa de 3 a 10 kg e fluxo de sólidos recirculados entre 0 e 18 kg/sm².

Os limites máximos de operação foram determinados pelo sistema de sopradores utilizados, observando-se que a operação com inventário próximo ao valor máximo era muito instável, apresentando muita oscilação nos manômetros tornando esses testes pouco confiáveis. As relações ar secundário-ar total As/At testadas ficaram na faixa de 0 a 45%.

Tabela 4.2: Planilha de Dados Experimentais

Teste		43
Data		14/10/93
Diâmetro da Partícula (dp)		548
Temperatura Ambiente		29,00 °C
Inventário (Ms)		7,00 Kg
Sólido Recirculado	Massa	744,00 g
	Tempo	10,00 s
Válvula L	Leitura de Rotâmetro	20,00 %
	Pressão do Ar	2,00 bar
Válvula de Alimentação de Sólido	Leitura Rotâmetro Ar 1 ^{ário}	0,00 %
	Leitura Rotâmetro Ar 2 ^{ário}	80,00 %
Ar Total	Temperatura	63,00 °C
	Pressão Montante	11,00 cmHg
	ΔP placa orifício	45,20 cmca
Temperatura Ar-Aquecedor		181,00 °C
Ar Secundário	Temperatura	5,50 mV
	Pressão Montante	19,10 cmCCl ₄
	ΔP placa orifício	0,00 cmCCl ₄

Tabela 4.2: Planilha de Dados Experimentais (cont.)

Medidas de Pressão		Medidas de Temperatura	
Trecho Δh (cmca)	Altura da Coluna Fluido Manométrico (cmca)	Ponto	Temperatura T (mV)
4-5	5,70	5	4,24
5-6	1,50	6	4,17
6-7	1,00	7	4,09
7-8	0,70	8	3,90
8-9	2,10	9	3,95
9-10	0,90	10	3,90
10-11	0,70	11	3,87
11-12	0,30	12	3,85
12-13	1,00	13	3,88
13-14	1,00	14	3,80
14-15	1,00	15	3,80
15-16	1,10	16	3,78
16-17	0,90	17	3,68
17-18a	3,60	18a	3,68
18a-18b	2,10	18b	2,89
18b-19	-0,40	19	3,13
19-20	-1,00	20	3,53
20-21	-47,30	21	3,47
21-22	15,70	22	3,47
18a-23	4,10	23	3,39
23-24	0,30	24	2,90
24-25	1,40	25	3,05
25-26	-0,80	26	3,03
26-27	0,20	27	2,80
27-28	0,30	28	2,50
28-29	0,10		
29-30	0,10		
30	0,00		

Tabela 4.3: Resultados Experimentais

Teste					43
Temperatura média na coluna principal					100,44 °C
Temperatura de entrada do ar secundário					135,09 °C
Densidade do ar na temperatura ambiente					1,02 Kg/m ³
Densidade do ar na válvula L					3,26 Kg/m ³
Descarga de ar total (wg)					4,34 x 10 ⁻² Kg/s
Descarga de ar secundário					0 Kg/s
Relação entre as descargas de ar secundário e ar total (As/At)					0 %
Descarga de ar na válvula L					1,20 x 10 ⁻³ Kg/s
Descarga de ar na válvula de alimentação					1,39 x 10 ⁻³ Kg/s
Velocidade superficial média do ar (U ₀)					6,71 m/s
Velocidade superficial média do ar abaixo de z _{AS} (U ₀₁)					— m/s
Velocidade superficial média do ar abaixo de z _{AS} (U ₀₂)					— m/s
Fluxo de sólidos recirculados (Gs)					13,5 Kg/sm ²
Queda de Pressão		Coluna Principal (ΔP _{col})			1745,06
		Ciclone (ΔP _{cic})			204,73
		Coluna de Retorno (ΔP _{ret})			-4747,74
		Válvula L (ΔP _v)			1530,59
		Curva (ΔP _{curva})			350,96
Ponto	Posição z(m)	Pressão P(Pa)	Temperatura T(°C)	Densidade do Ar ρ (Kg/m ³)	Velocidade Superficial do Ar, U ₀ (m/s)
4	0,000	97578	—	—	—
5	0,130	97022	104,1	0,819	6,75
6	0,340	96876	102,4	0,822	6,72
7	0,550	96778	100,4	0,827	6,69
8	0,735	96710	95,7	0,837	6,60
9	1,355	96505	97,0	0,834	6,63
10	1,595	96418	95,7	0,837	6,60
11	1,865	96349	95,0	0,839	6,59
12	2,055	96320	94,5	0,840	6,58
13	2,395	96223	95,3	0,838	6,59
14	2,745	96125	93,3	0,843	6,56
15	3,120	96028	93,3	0,843	6,56
16	3,470	95920	92,8	0,844	6,55
17	3,815	95833	90,3	0,850	6,51
18a	3,815	95482	90,3	0,850	—
18b	3,015	95277	70,9	0,898	—
19	2,255	95316	76,8	0,883	—
20	1,695	95413	86,6	0,858	—
21	0,835	100025	85,2	0,862	—
22	0,415	98494	85,2	0,862	—
23	—	95082	83,2	0,867	—
24	—	95053	71,2	0,897	—
25	—	94916	74,8	0,888	—
26	—	94994	74,4	0,889	—
27	—	94975	68,7	0,903	—
28	—	94945	61,3	0,923	—
29	—	94936	—	—	—
30	—	94926	—	—	—

Tabela 4.4: Resultados Experimentais de Porosidade na Coluna Principal

Posição z (m)	Porosidade ϵ
0,065	0,83239
0,235	0,97267
0,445	0,98178
0,643	0,98552
1,045	0,98704
1,475	0,98565
1,730	0,99008
1,960	0,99396
2,225	0,98875
2,570	0,98907
2,933	0,98980
3,295	0,98798
3,643	0,99002

Tabela 4.5 - Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as partículas com diâmetro $\bar{d}_p = 200 \mu\text{m}$

Teste	M_c (kg)	$W_g \cdot 10^2$ (kg/s)	U_{01} (m/s)	U_{02} (m/s)	U_0 (m/s)	As/At (%)	Gs (kg/sm ³)	ΔP_v (N/m ²)	ΔP_{cic} (N/m ²)	ΔP_{opp} (N/m ²)	ΔP_{curva} (N/m ²)	ΔP_{ret} (N/m ²)	ΔP_{soma} (N/m ²)
1	3	2,99	-	-	4,74	0	2,8	215	68	254	146	2117	683
2		4,13	-	-	6,56	0	4,4	439	146	332	292	3073	1209
3		4,81	-	-	7,64	0	5,6	683	244	410	390	3288	1727
4		5,35	-	-	8,40	0	5,9	1171	507	556	507	3952	2741
5	5	2,09	-	-	3,23	0	3,1	370	59	887	146	2631	1462
6		2,71	-	-	4,26	0	5,7	682	78	984	234	3411	1978
7		3,64	-	-	5,74	0	5,1	838	146	1452	292	4142	2728
8		4,00	5,46	5,95	-	12	8,4	1133	176	1211	342	4796	2862
9		4,04	5,33	6,02	-	15	7,4	1435	166	1172	352	4933	3125
10		4,21	4,42	6,28	-	17	6,6	1719	195	694	352	4757	2960
11		4,49	-	-	7,15	0	8,6	1676	214	1472	458	5214	3820
12		5,03	-	-	8,04	0	8,6	1804	330	1423	585	5459	4202
13		5,33	6,91	7,99	-	17	9,4	1661	342	1241	616	5795	3860
14		5,43	6,85	8,07	-	19	12,7	1466	332	1036	606	5443	3440
15	7	2,34	-	-	3,65	0	4,5	1022	78	1684	224	3641	3008
16		2,60	3,04	3,84	-	25	7,2	896	78	2581	215	3692	3770
17		3,23	4,25	4,87	-	17	11,1	1325	117	2728	302	4676	4472
18		3,38	2,87	5,00	-	45	7,8	867	97	2426	234	3984	3624
19		3,62	-	-	5,25	0	7,0	1363	146	1616	321	4907	3446
20		3,81	3,77	5,71	-	37	10,6	1072	146	2650	292	4500	4160
21		4,17	5,37	6,33	-	19	10,6	1403	185	3030	390	5738	5008
22		4,33	4,95	6,57	-	27	12,5	1540	195	2875	389	5964	4999
23		4,63	-	-	7,05	0	13,1	1873	244	2477	488	6876	5082
24		4,66	5,72	7,03	-	22	16,2	1852	292	2972	536	6714	5652
25		4,69	-	-	7,49	0	10,7	1900	292	2037	536	6734	4765
26		4,82	6,26	7,37	-	18	15,1	2145	263	2057	517	6854	4982
27	9	2,78	-	-	4,39	0	8,5	1120	117	4034	243	4731	5514
28		3,48	3,15	5,09	-	41	10,4	879	117	4744	293	5778	6033
29		3,50	3,96	5,12	-	26	10,5	1092	156	5007	312	5876	6567
30		3,86	4,01	5,65	-	32	12,0	2539	156	4392	332	5876	7419
31		3,89	5,10	5,75	-	15	12,0	1269	166	4451	341	6052	6227
32		3,91	-	-	5,93	0	12,8	1679	195	4139	390	6442	6403
33		4,04	-	-	6,41	0	17,1	1850	243	2531	438	7078	5062

Tabela 4.6 - Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as partículas com diâmetro $\bar{d}_p = 548 \mu\text{m}$

Teste	M_s (kg)	$W_g \cdot 10^2$ (kg/s)	U_{01} (m/s)	U_{02} (m/s)	U_0 (m/s)	As/At (%)	Gs (kg/s ²)	ΔP_v (N/m ²)	ΔP_{cic} (N/m ²)	ΔP_{cpg} (N/m ²)	ΔP_{curva} (N/m ²)	ΔP_{ret} (N/m ²)	ΔP_{sona} (N/m ²)
34	3	4,98	6,91	7,44	-	12	10,5	946	244	829	439	4330	2458
35	5	4,46	-	-	6,89	0	10,7	977	215	1710	391	4446	3293
36		5,14	-	-	8,00	0	15,1	1906	264	1407	508	7769	4085
37	7	3,37	3,30	5,00	-	36	3,8	244	107	5569	146	3199	6066
38		3,42	3,12	5,03	-	41	3,2	244	98	4586	107	2664	5035
39		3,85	4,04	5,67	-	32	9,9	634	146	4342	244	4147	5366
40		4,06	4,64	6,06	-	27	10,4	1024	146	4057	292	4701	5519
41		4,20	5,06	6,21	-	22	14,1	977	147	3330	293	4296	4747
42		4,21	4,80	6,22	-	26	11,9	1073	176	3532	312	4537	5093
43		4,34	-	-	6,71	0	13,5	1531	205	1745	351	4748	3832
44		4,85	6,21	7,29	-	18	16,3	1902	234	3384	487	5940	6007
45		4,88	5,98	7,05	-	19	15,9	1660	215	3437	410	5624	5722
46		5,00	-	-	7,75	0	13,5	2042	254	1740	489	5922	4525
47	10	3,40	2,91	4,99	-	44	7,1	878	68	7812	195	6583	8953
48		3,74	-	-	5,62	0	13,1	1756	117	6186	302	6342	8361
49		3,97	3,90	5,81	-	36	14,4	1073	176	7978	371	6681	9598
50		4,15	-	-	6,39	0	14,1	1902	195	4535	409	5998	7041
51		4,30	-	-	6,71	0	17,3	1364	224	2865	438	5370	4891
52		4,57	-	-	7,17	0	17,8	1169	214	3245	117	5262	4745

Tabela 4.7 - Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as partículas com diâmetro $\bar{d}_p = 920 \text{ }\mu\text{m}$

Teste	M_s (kg)	$W_g \cdot 10^2$ (kg/s)	U_{01} (m/s)	U_{02} (m/s)	U_0 (m/s)	As/At (%)	Gs (kg/sm ²)	ΔP_v (N/m ²)	ΔP_{cic} (N/m ²)	ΔP_{cpg} (N/m ²)	ΔP_{curva} (N/m ²)	ΔP_{ret} (N/m ²)	ΔP_{soma} (N/m ²)
53	3	4,76	-	-	7,59	0	5,8	761	215	693	312	3504	1981
54		5,36	-	-	8,50	0	10,8	1348	293	400	440	4355	2481
55	5	4,50	-	6	7,14	0	8,3	693	185	1883	302	3756	3063
56		5,01	-	-	7,95	0	7,0	1854	254	1122	430	5015	3660
57	7	4,48	-	-	7,07	0	9,8	1707	195	2936	312	4837	5150
58		4,50	5,35	6,76	-	25	7,1	78	175	5280	243	3146	5776
59		4,50	5,88	6,81	-	18	5,9	49	146	5385	214	3262	5734

Tabela 4.8 - Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos para as partículas com diâmetro $\bar{d}_p = 535 \text{ }\mu\text{m}$

Teste	M_s (kg)	$W_g \cdot 10^2$ (kg/s)	U_{01} (m/s)	U_{02} (m/s)	U_0 (m/s)	As/At (%)	Gs (kg/sm ²)	ΔP_v (N/m ²)	ΔP_{cic} (N/m ²)	ΔP_{cpg} (N/m ²)	ΔP_{curva} (N/m ²)	ΔP_{ret} (N/m ²)	ΔP_{soma} (N/m ²)
60	7	3,91	-	-	6,06	0	8,9	1717	146	2995	293	5688	5151
61		4,40	5,53	6,65	-	21	7,8	1512	166	2760	302	5276	4740
62		4,66	-	-	7,17	0	14,3	1932	205	2615	449	6870	5201
63		4,79	6,11	7,13	-	18	12,4	2245	195	2879	390	6880	5709
64		4,90	6,08	7,42	-	22	14,4	2166	215	2313	449	6577	5143

CAPÍTULO 5

APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

5. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Os dados experimentais obtidos permitiram o levantamento dos perfis de pressão e temperatura no circuito do combustor fluidizado rápido, envolvendo a coluna principal, o ciclone, a coluna de retorno e a válvula L, além do perfil de porosidade na coluna principal.

Os resultados experimentais são apresentados e discutidos na seção 5.1, enquanto os resultados da modelagem matemática estão na seção 5.2.

A seção 5.1 está dividida em subseções, em que se discutem, separadamente, a influência das variáveis na fluidodinâmica do leito fluidizado circulante:

- . Influência do diâmetro da partícula;
- . Influência do inventário de sólidos;
- . Influência da velocidade superficial do gás;
- . Influência da mistura de partículas;
- . Influência da injeção de ar secundário, e
- . Influência da injeção de ar na válvula L.

Os resultados experimentais permitiram a proposição de correlações para a queda de pressão no ciclone e na válvula de recirculação de sólidos, discutidas, respectivamente, nas seções 5.1.7 e 5.1.8.

A comparação entre os resultados do modelo matemático desenvolvido e os resultados experimentais é mostrada na seção 5.2, que está dividida em duas subseções:

- . Modelagem do leito sem injeção de ar secundário, e
- . Modelagem do leito com injeção de ar secundário.

5.1 - Resultados Experimentais

Os experimentos realizados permitiram o levantamento das seguintes características do sistema:

- . Perfil de pressão ao longo do circuito;
- . Perfil de temperatura ao longo do circuito;
- . Perfil de porosidade na coluna principal;
- . Queda de pressão na coluna principal;
- . Queda de pressão no ciclone;
- . Queda de pressão na seção de retorno;
- . Queda de pressão na válvula L;
- . Fluxo de sólidos recirculados; e
- . Influência da injeção de ar secundário.

O perfil de pressão típico no sistema experimental ao longo dos pontos de a h, indicados na Fig. 4.3, é mostrado na Fig. 5.1, observando-se o equilíbrio de pressão no leito circulante, tal que:

$$\Delta P_{g-d} = \Delta P_{g-a} + \Delta P_{a-b} + \Delta P_{b-c} + \Delta P_{c-d} \quad (5.1)$$

retorno válvula L coluna curva ciclone
principal

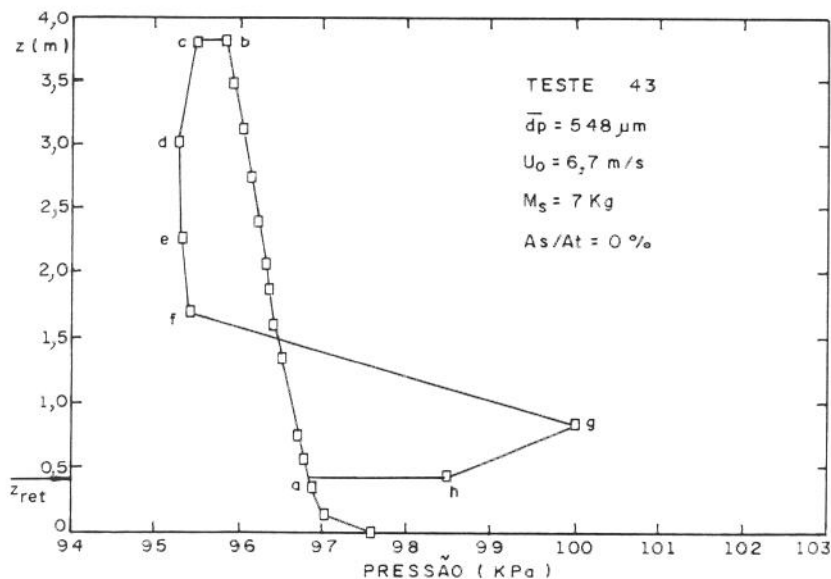


Fig. 5.1 - Perfil de pressão no sistema de leito fluidizado

onde:

trecho a-b: coluna de subida ou principal;

trecho b-a: seção de recirculação ou de retorno, compreendendo:

b-c: ligação coluna de subida-ciclone;

c-d: ciclone;

d-e: válvula de amostragem de sólidos;

e-g: coluna de retorno, e

g-a: válvula-L.

Na Figura 5.1, e nas demais figuras, z_{ret} representa a posição de retorno de sólidos no eixo z . Foi considerado como $z = 0$ a posição imediatamente acima do Venturi, sob a coluna principal. Perfis semelhantes são mostrados nos trabalhos de Chang e Louge (1992) e Mori, Liu, Kato e Kobayashi (1992).

O perfil de temperatura obtido no mesmo teste é mostrado na Fig. 5.2.

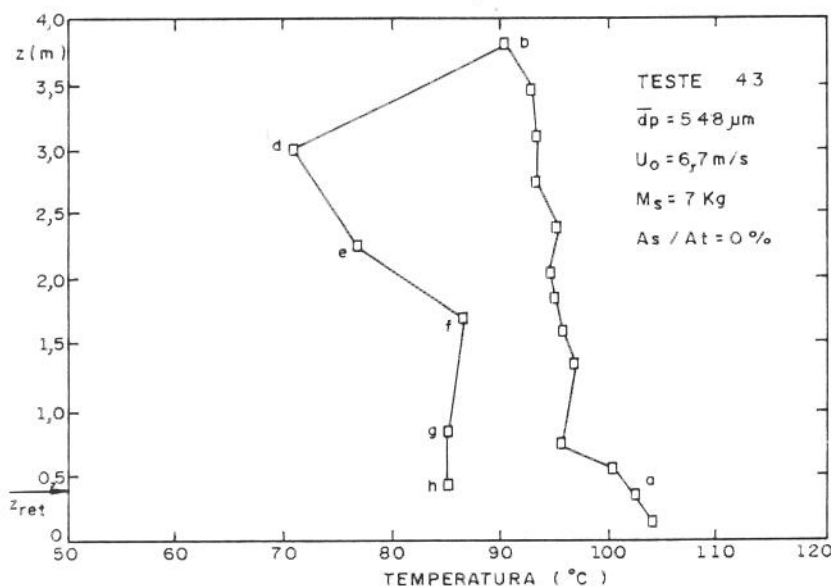


Fig. 5.2 - Perfil de temperatura no sistema de leito fluidizado circulante

O perfil de porosidade na coluna principal, por sua vez, pode ser observado na Fig. 5.3. A porosidade foi calculada considerando que a queda de pressão na coluna principal deve-se apenas ao peso das partículas, ou seja:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_s g \Delta z} \quad (5.1.2)$$

Essa aproximação é normalmente utilizada para leitos fluidizados circulantes pois os demais componentes responsáveis pela queda de pressão na coluna são desprezíveis frente ao peso da coluna de sólidos, ou seja, despreza-se o efeito da aceleração da partícula e do gás e o efeito do atrito gás-partícula. Esse

procedimento é normalmente adotado em leitos circulantes, tendo sido utilizado nos trabalhos de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983); Zhang, Chen e Yang (1985); Hartge, Li e Werther (1986); Grace, Lim, Brereton e Chaouki (1987); Wang e Gibbs (1990); Chang e Louge (1992), etc.

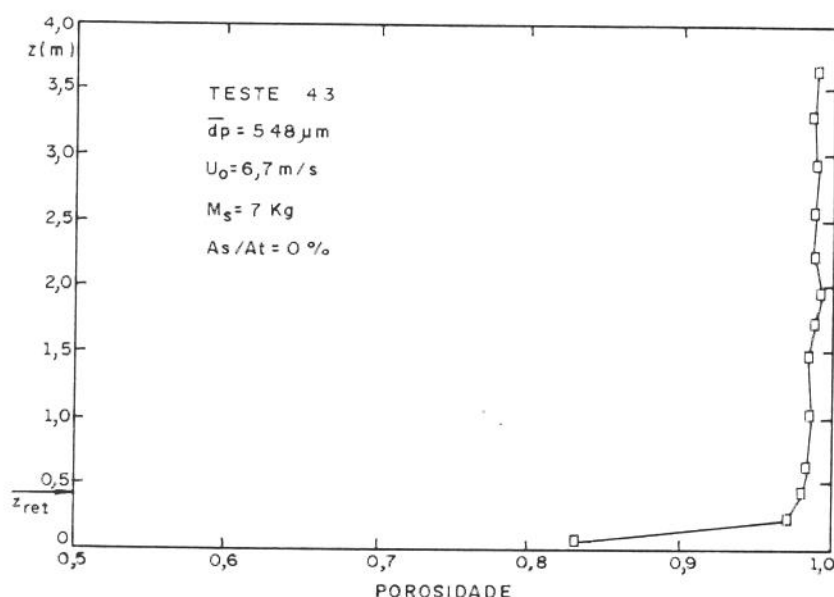


Fig 5.3 - Perfil de porosidade na coluna principal

A análise da influência das variáveis que afetam esses perfis, bem como a queda de pressão em cada componente do sistema é realizada nos itens que seguem.

5.1.1 - Influência do Diâmetro da Partícula

A influência do diâmetro da partícula foi analisada em testes com partículas de diâmetro médio 200, 548 e 920 μm , sem injeção de ar secundário. O sólido possuía distribuição granulométrica numa faixa estreita, com diâmetro praticamente uniforme.

Foram analisados os perfis de pressão e porosidade e a queda de pressão na coluna principal. A influência do diâmetro da partícula sobre o ciclone e a válvula L são tratados nos itens 5.1.7 e 5.1.8, respectivamente.

. Perfil de pressão

As Figuras 5.4 mostram que, fixando a velocidade superficial do gás e o inventário, há uma menor queda de pressão na seção de retorno com o aumento do diâmetro da partícula, e uma queda de pressão maior no fundo da coluna principal.

Isso indica que, com o aumento do diâmetro da partícula, o sólido tende a permanecer no fundo do reator, diminuindo o fluxo de sólidos recirculados, com conseqüente menor altura de sólidos na coluna de retorno.

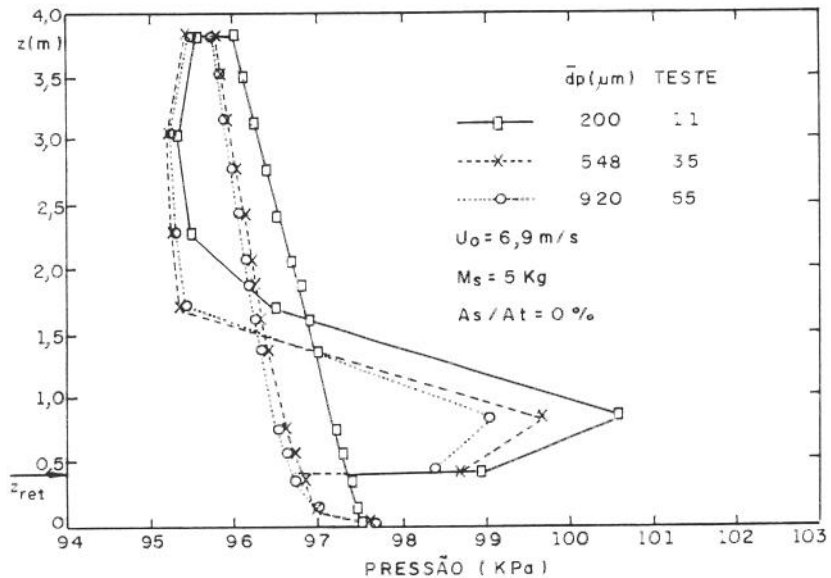
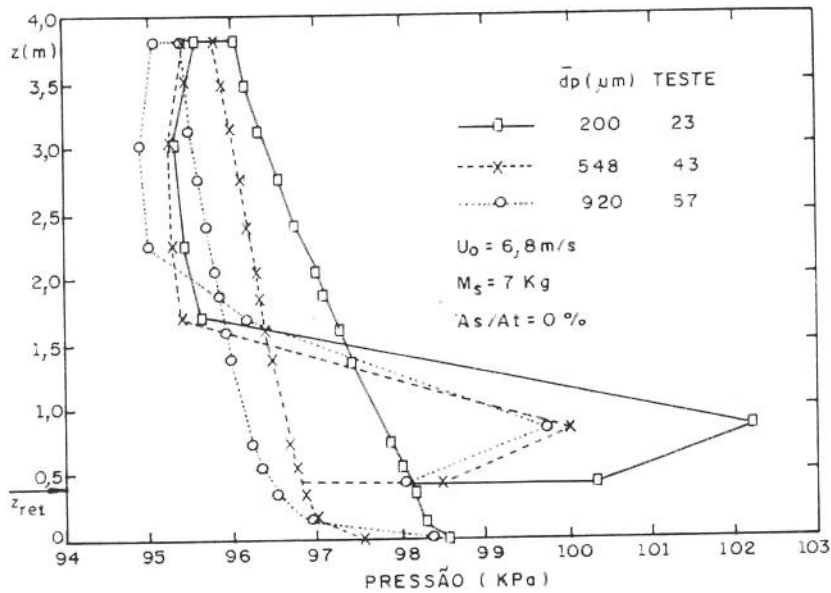


Fig. 5.4 - Influência do diâmetro da partícula sobre o perfil de pressão

Perfil de porosidade

As Figuras 5.5 mostram que, fixando-se a velocidade superficial do gás e o inventário, o aumento do diâmetro da partícula faz com que o perfil de porosidade fique mais concentrado no fundo da coluna e mais diluído no topo.

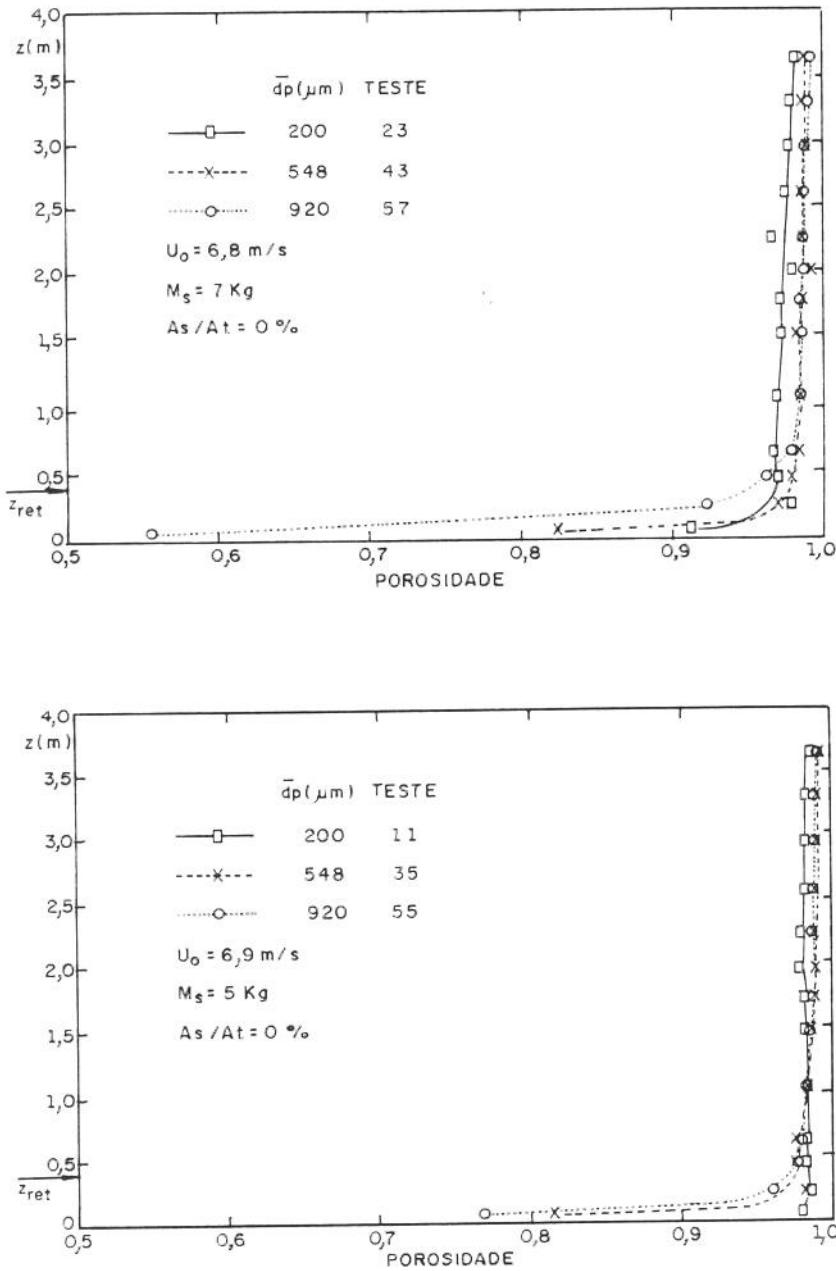


Fig. 5.5 - Influência do diâmetro da partícula sobre o perfil de porosidade na coluna principal

Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990) também estudaram experimentalmente o efeito do diâmetro da partícula num leito circulante. Utilizaram para isso sólidos do grupo A e B de Geldart, com diâmetro variando na faixa de 55 a 240 μm , e observaram que a porosidade do leito denso inferior da coluna principal seria independente do diâmetro da partícula, mas dependeria de sua densidade. Esse resultado difere das observações mostradas nas Figs. 5.5, que indicam que o efeito do diâmetro da partícula aparece quando se amplia a faixa de diâmetros analisada, de 200 a 920 μm no presente caso.

. Queda de pressão na coluna principal

Fixando o inventário, observa-se na Fig. 5.6 que há uma redução da queda de pressão no reator com o aumento da velocidade superficial para a partícula de 548 μm . Isso seria devido à maior elutriação de sólidos com o aumento da velocidade, tornando a concentração de sólidos média da coluna mais diluída. A redução observada deveria aumentar com o diâmetro da partícula mas, infelizmente, o reduzido número de pontos experimentais aproveitáveis para a partícula de 920 μm impediu qualquer conclusão.

Para a menor partícula testada ($\bar{d}_p = 200 \mu\text{m}$), a queda de pressão no reator manteve-se praticamente constante com o aumento da velocidade superficial, indicando o arraste da quase totalidade do material sólido presente, mesmo para as menores velocidades superficiais testadas.

Para o estudo desse efeito foram incluídos os testes experimentais com injeção de ar secundário, para permitir um numero de pontos suficientes para a análise.

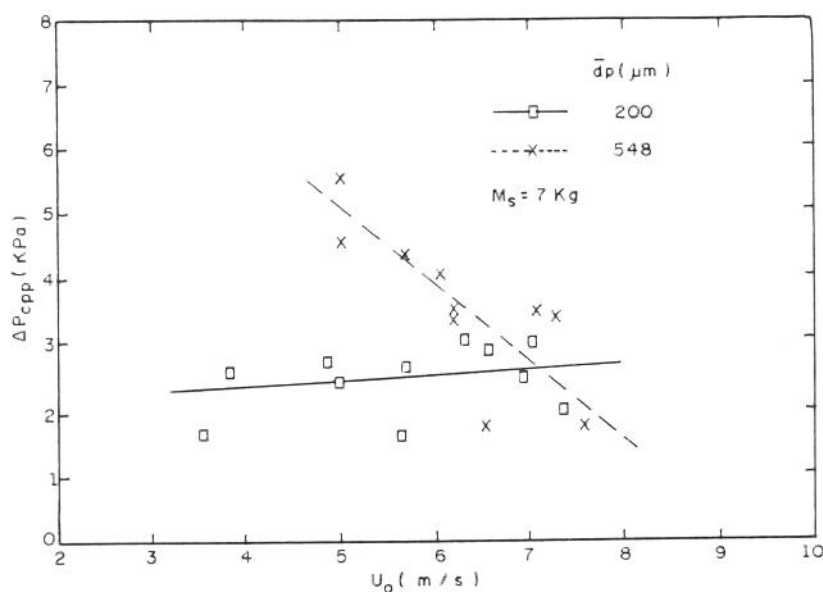


Fig. 5.6 - Influência do diâmetro da partícula na queda de pressão na coluna principal

5.1.2 - Influência do Inventário de Sólidos

A influência do inventário de sólidos foi analisada utilizando também os testes com partículas de diâmetro médio 200, 548 e 920 μm , sem injeção de ar secundário.

. Perfil de pressão

As Figuras 5.7 mostram os perfis de pressão obtidos para as partículas de 200, 548 e 920 μm , respectivamente.

Observa-se que, fixados o diâmetro da partícula e a velocidade superficial do gás, o aumento do inventário provoca uma queda de pressão maior na seção de retorno e na coluna principal.

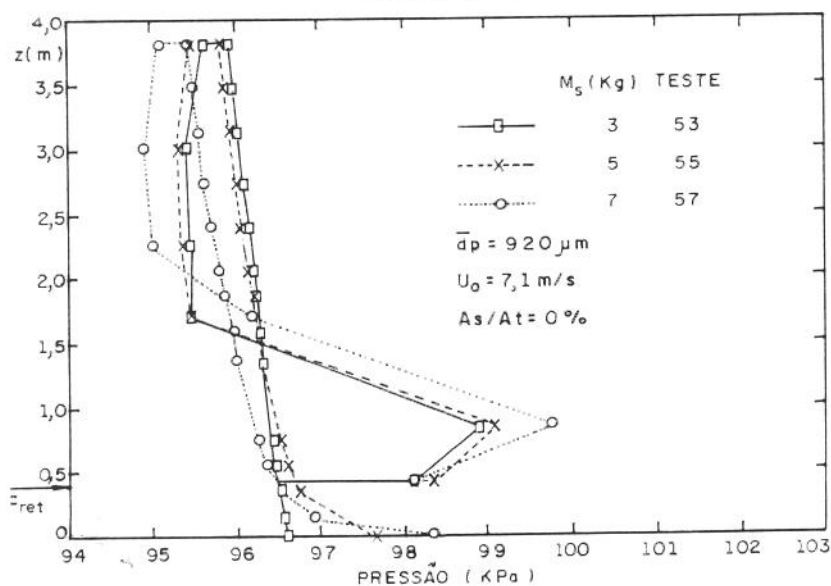
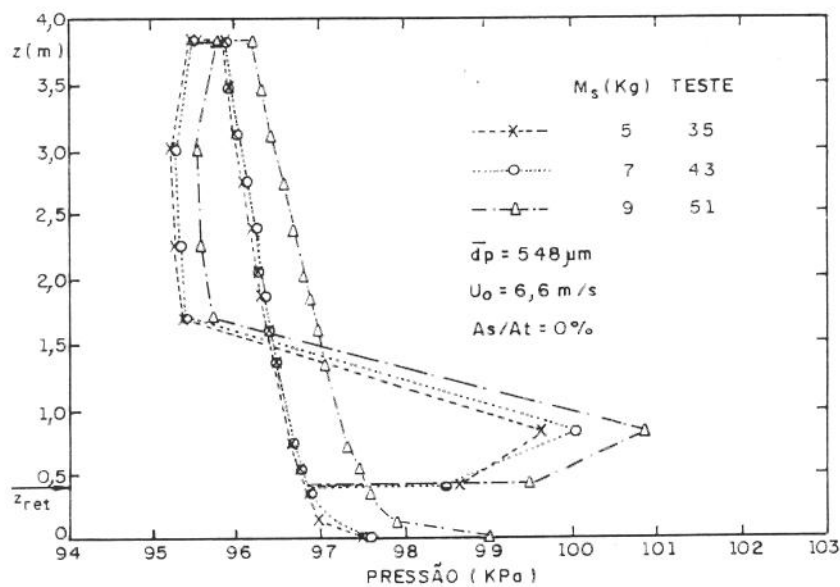
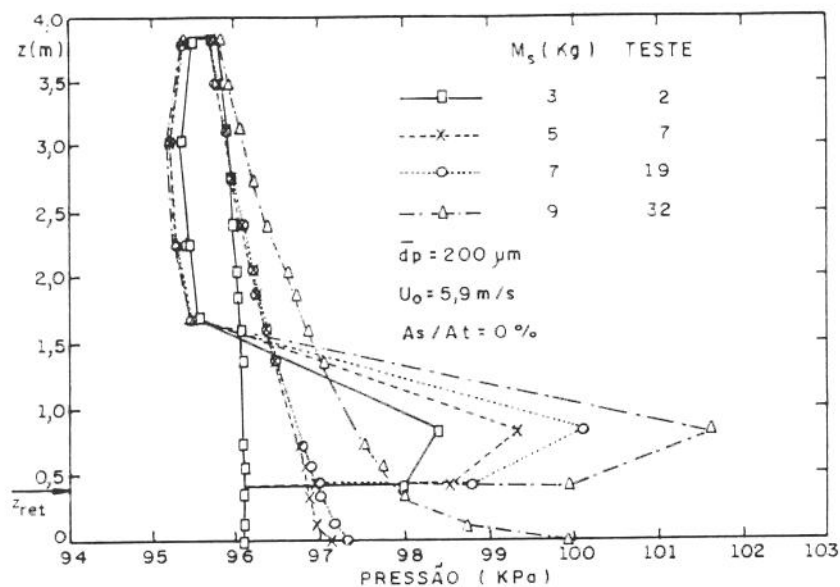


Fig. 5.7 - Influência do inventário de sólidos sobre o perfil de pressão

Chang e Louge (1992), utilizando esferas de vidro com 109 μm de diâmetro, observaram que, variando o inventário de 98 para 114 kg, não obtinham variação no perfil de pressão na coluna principal, enquanto que na seção de retorno a queda de pressão aumentava. Segundo os autores, esse comportamento seria consistente com a análise de Matsen (1988) e o modelo de Rhodes e Geldart (1989), segundo os quais, fixada a velocidade do gás, qualquer aumento no inventário de sólidos coincidiria com um decréscimo na área de abertura da válvula de recirculação que utilizariam, o que contrabalançaria o aumento de pressão correspondente e, portanto, o fluxo de sólidos recirculados permaneceria constante.

Os resultados experimentais obtidos nesse trabalho concordam com essas observações apenas no que se refere à seção de retorno, salientando-se que a coluna principal utilizada por Chang e Louge possuía 7 metros de comprimento e a variação de inventário testada foi muito pequena.

. Perfil de porosidade

As Figuras 5.8 mostram os perfis obtidos para as partículas de 200, 548 e 920 μm respectivamente.

Fixando-se a velocidade superficial do gás e o diâmetro da partícula, verifica-se que, com o aumento do inventário, o perfil de porosidade fica mais concentrado ao longo de toda a coluna, havendo também uma elevação da altura da região densa no fundo da coluna principal.

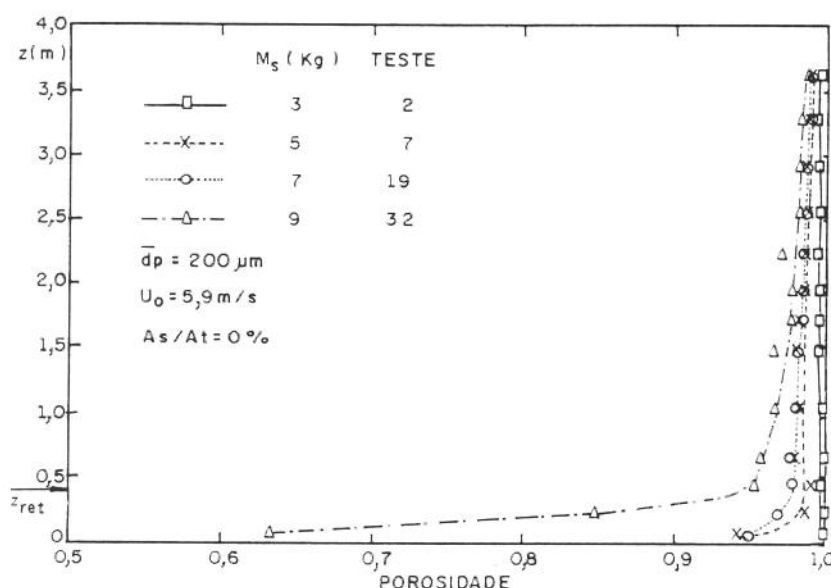


Fig. 5.8a - Influência do inventário de sólidos sobre o perfil de porosidade na coluna principal

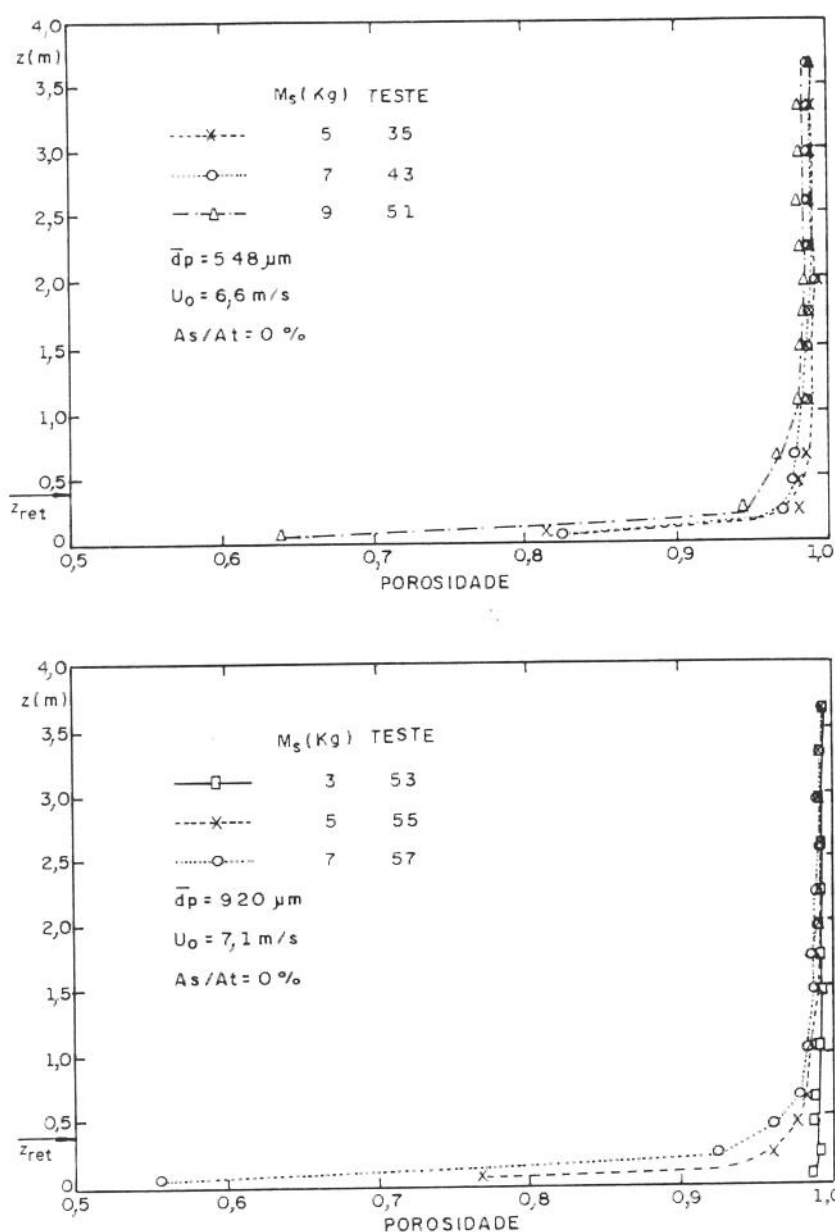


Fig. 5.8b - Influência do inventário de sólidos sobre o perfil de porosidade na coluna principal

Mori, Yan, Kato, Matubara e Liu (1990) verificaram que a porosidade da região diluída superior é independente do inventário, o qual controlaria principalmente a altura da interface entre as regiões densa e diluída. Observação semelhante foi encontrada por Li, Tung e Kwauk (1988) utilizando FCC num reator com 10 metros de altura. Os resultados deste trabalho corroboram essas observações. Além da influência na altura da interface entre as regiões densa e diluída, também se observou um aumento da concentração de sólidos no topo da coluna principal com o aumento do inventário, para as menores partículas testadas.

Acredita-se que a menor altura do sistema experimental empregado seja responsável por esse fato, que estaria ligado à ação da saída da coluna de subida.

. Queda de pressão na coluna principal

Fixando-se o diâmetro da partícula e para uma mesma velocidade superficial do gás, verifica-se que a queda de pressão na coluna principal aumenta com o aumento do inventário de sólidos. Esse comportamento pode ser visualizado nas Figs. 5.9, onde se incluíram dados dos testes com injeção de ar secundário.

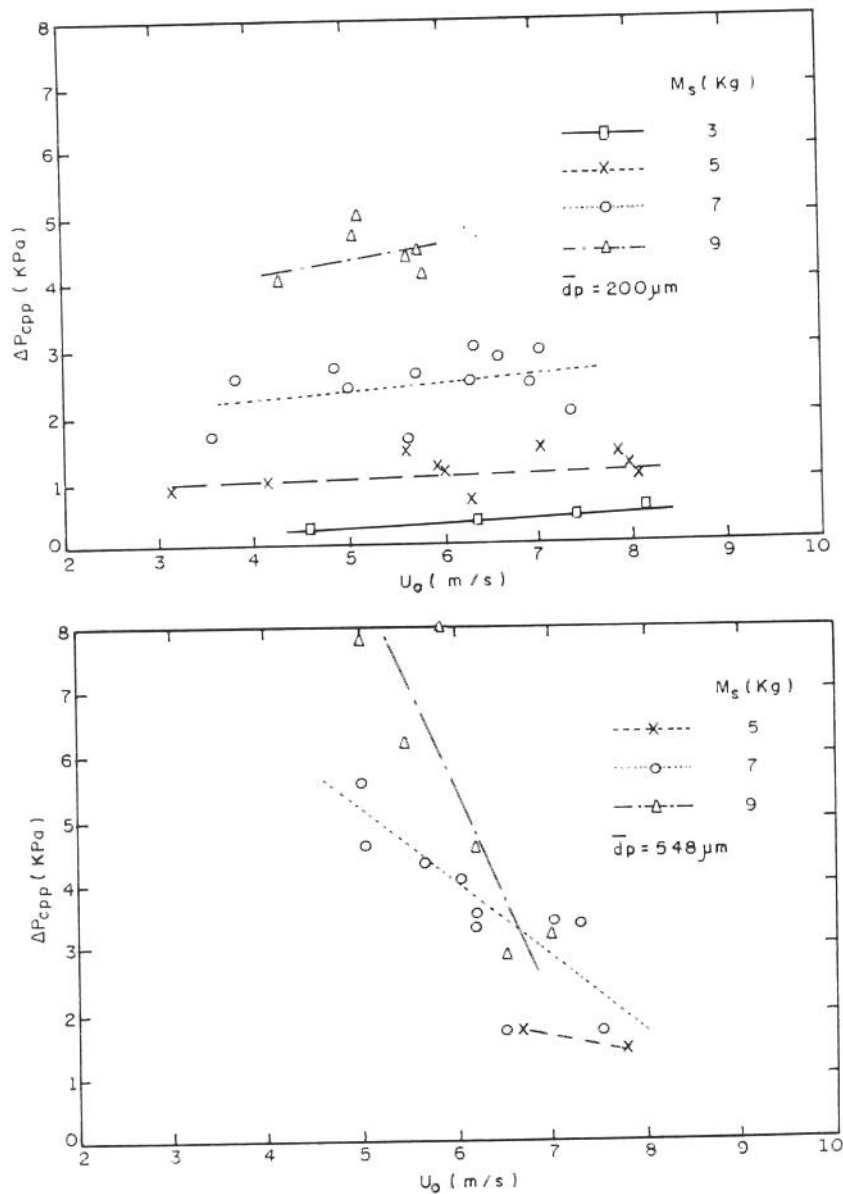


Fig. 5.9 - Influência do inventário de sólidos sobre a queda de pressão na coluna principal

Observa-se ainda que a queda de pressão na coluna principal para a partícula de $200\mu\text{m}$ é praticamente constante para cada inventário de sólidos testado, não sofrendo influência da velocidade superficial do gás. Para as partículas maiores, com $\bar{d}_p = 548\mu\text{m}$, observa-se que a queda de pressão tende a diminuir com o aumento da velocidade do gás, principalmente para os maiores inventários testados, indicando o aumento da porosidade média da coluna.

Fluxo de sólidos recirculado

As Figuras 5.10 mostram o efeito do inventário de sólidos sobre o fluxo de sólidos recirculado, para as partículas de 200 , 548 e $920\mu\text{m}$, respectivamente. Nestas figuras também foram incluídos os testes com injeção de ar secundário.

Observa-se que, para uma mesma velocidade superficial do gás, o fluxo recirculado aumenta com o aumento do inventário.

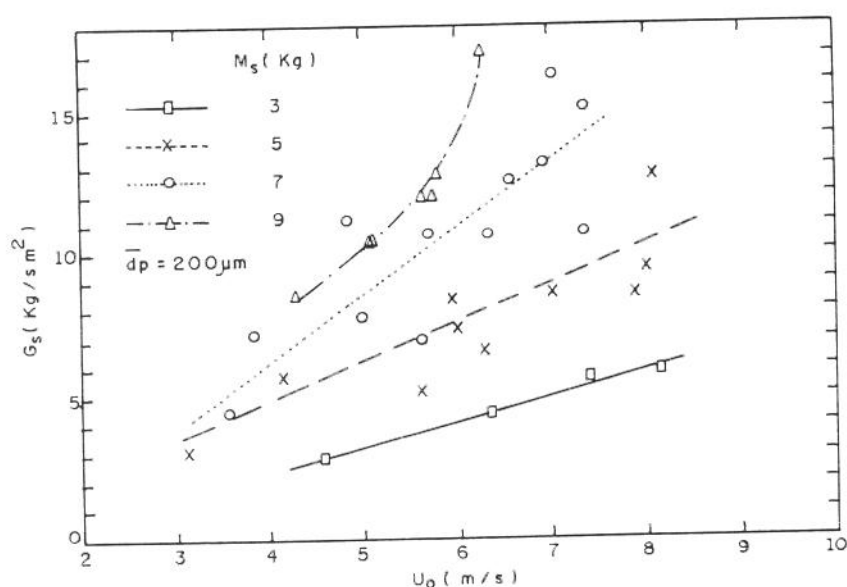


Fig. 5.10a - Influência do inventário de sólidos sobre o fluxo de sólidos recirculado

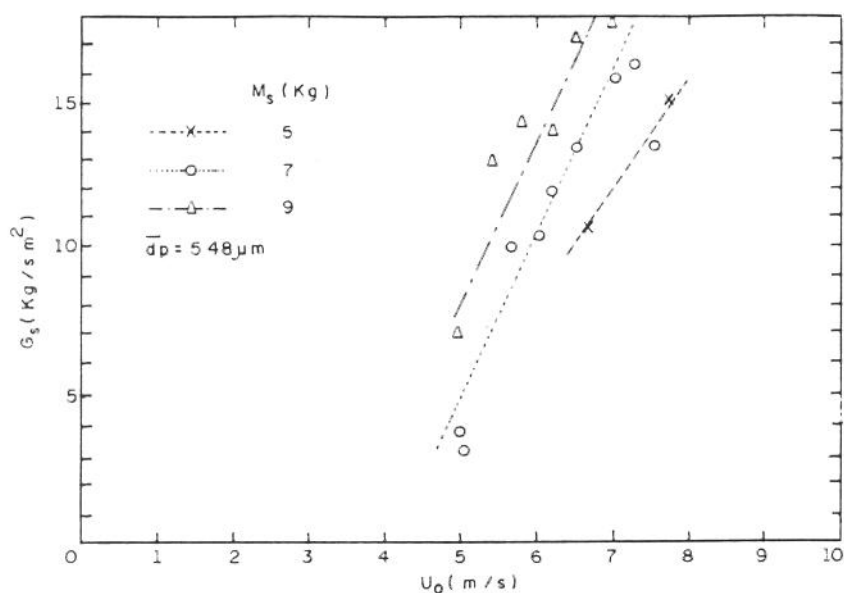


Fig. 5.10b - Influência do inventário de sólidos sobre o fluxo de sólidos recirculado

Os resultados diferem dos observados por Chang e Louge (1992), que afirmaram que o fluxo de sólidos recirculado permaneceria constante com o aumento do inventário. Também Li, Tung e Kwauk (1988), analisando seus experimentos, observaram que cada velocidade do gás possui sua própria capacidade de saturação e, nessa situação, modificações no inventário não alterariam o fluxo de sólidos recirculado.

Acredita-se que os resultados obtidos nesse trabalho são devidos à menor altura da coluna principal, não se tendo alcançado a capacidade de saturação do gás, principalmente para as maiores velocidades superficiais testadas. Isso pode ser verificado em função do aumento do afastamento entre as curvas com o aumento da velocidade do gás.

5.1.3 - Influência da Velocidade Superficial do Gás

A influência da velocidade superficial do gás foi analisada, como anteriormente, nos testes com partículas de diâmetro médio 200, 548 e 920 μm , sem a injeção de ar secundário.

Perfil de pressão

Fixando-se o diâmetro da partícula e o inventário, observa-se que, aumentando a velocidade superficial do gás, obtém-se maiores quedas de pressão na coluna principal e na coluna de retorno, indicando o aumento do fluxo de sólidos recirculado, como pode ser visto nas Figs. 5.11.

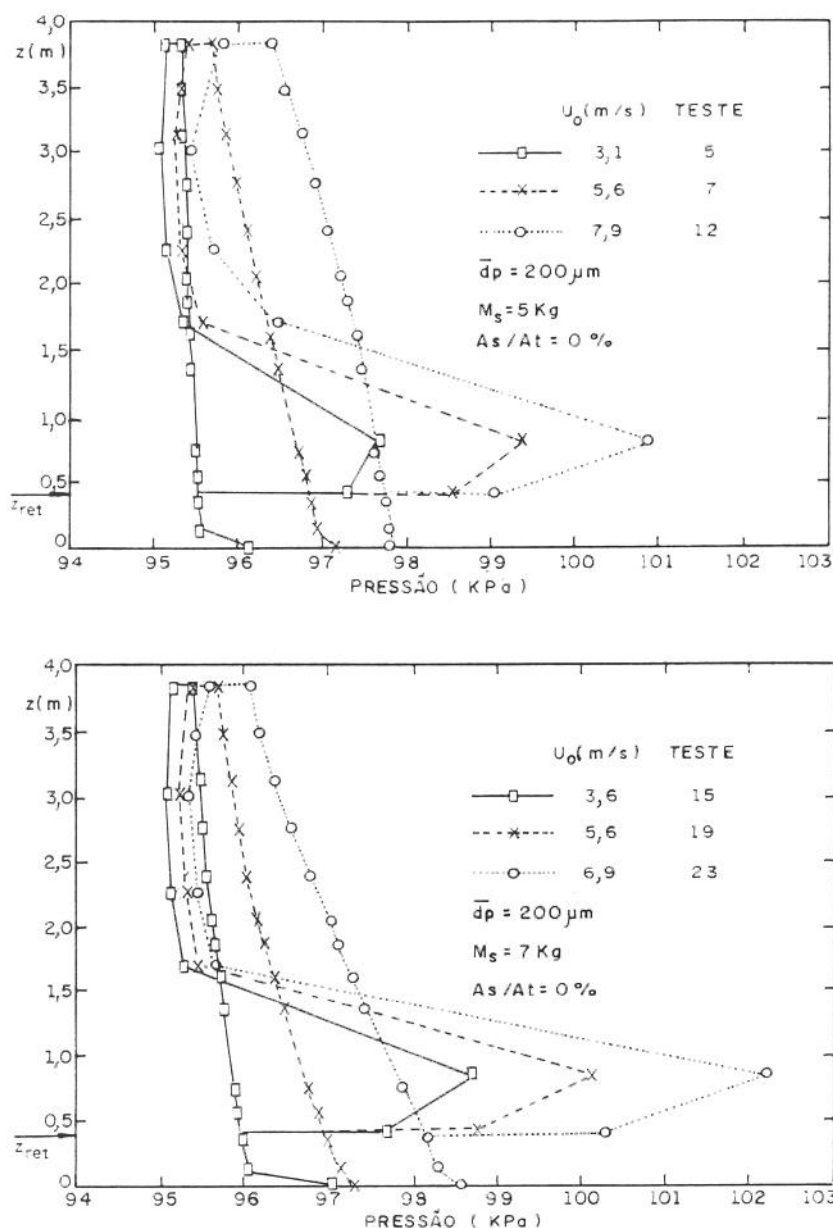


Fig. 5.11 - Influência da velocidade superficial do gás sobre o perfil de pressão

Wirth (1988) obteve perfis de pressão num leito fluidizado circulante com 11,5 m de altura e 190 mm de diâmetro, para esferas de vidro com $90 \mu m$ de diâmetro, e observou que o gradiente de pressão decresceria com a altura do reator e que, com o aumento da velocidade do gás, a diferença entre o gradiente de pressão no fundo e no topo do reator diminui. Para velocidades elevadas observou que o material sólido estaria uniformemente distribuído ao longo do reator, o que concorda com os resultados obtidos nesse trabalho.

. Perfil de porosidade

Verifica-se que o aumento da velocidade superficial do gás, mantendo constante o diâmetro da partícula e o inventário, provoca perfis de porosidade mais concentrados no topo da coluna principal e mais diluídos no fundo, devido ao maior arraste de sólidos pelo gás. As Figs. 5.12 mostram esse fenômeno.

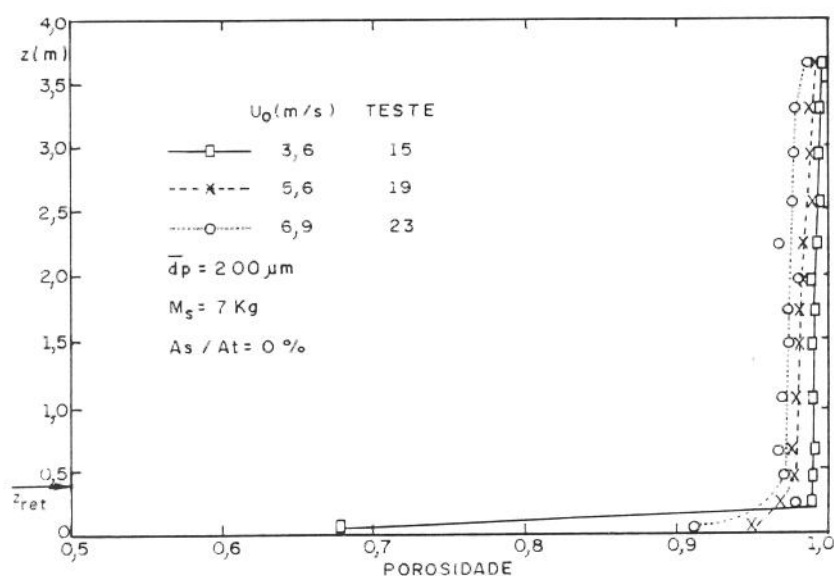
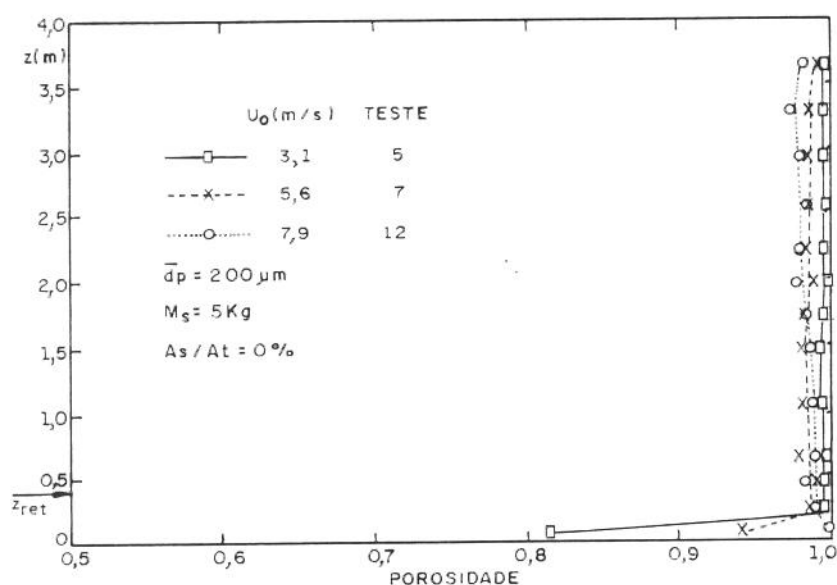


Fig. 5.12 - Influência da velocidade superficial do gas sobre o perfil de porosidade

Os resultados experimentais de Mori, Liu, Kato e Kobayashi (1992) mostram que, fixando-se o inventário, a concentração de sólidos diminui com o aumento da velocidade superficial do gás na região densa inferior da coluna principal e aumenta na região diluída superior, caracterizando o maior arraste de material.

Zhang, Chen e Yang (1985) observaram que a porosidade global da coluna de subida aumenta com o aumento da velocidade superficial. Resultado também observado por Choi, Yi e Son (1990) utilizando areia.

Li, Tung e Kwauk (1988) verificaram que o perfil em forma de S ocorreria quando o fluxo de sólidos recirculado é igual à capacidade de saturação do gás, definindo assim a velocidade crítica acima da qual apenas a fase diluída ocorre.

Todas essas observações são confirmadas pelos resultados experimentais obtidos.

. Fluxo de sólidos recirculado

A observação das Figs. 5.10 mostradas anteriormente para um inventário de sólidos fixo, mostra que o aumento da velocidade superficial do gás produz o aumento do fluxo de sólidos recirculado, o que também foi observado por Li, Tung e Kwauk (1988), utilizando FCC num leito fluidizado circulante com 10 m de altura.

5.1.4 - Influência da Mistura de Partículas de Diâmetros Diferentes

A influência da mistura de partículas foi analisada comparando-se os resultados obtidos para a partícula de diâmetro médio igual a 548 μm , com distribuição granulométrica numa faixa estreita (500 a 595 μm) caracterizando um diâmetro praticamente uniforme, com os resultados obtidos para a partícula com diâmetro médio igual a 535 μm , resultante da mistura de 20% de partículas com diâmetro de 200 μm e 80% com diâmetro de 920 μm , ambas com distribuição granulométrica também numa faixa estreita, conforme mostrado na Tabela 4.1.

. Perfil de pressão

Os perfis de pressão mostrados nas Figs. 5.13 mostram que as quedas de pressão no fundo da coluna principal e na coluna de retorno são maiores para a mistura com diâmetro médio de 535 μm , mostrando o acúmulo das partículas de 920 μm no fundo da coluna, com a provável elutriação maior das partículas de 200

μm em relação às partículas de $920\ \mu\text{m}$, caracterizando na seção de retorno um diâmetro médio inferior ao da coluna principal.

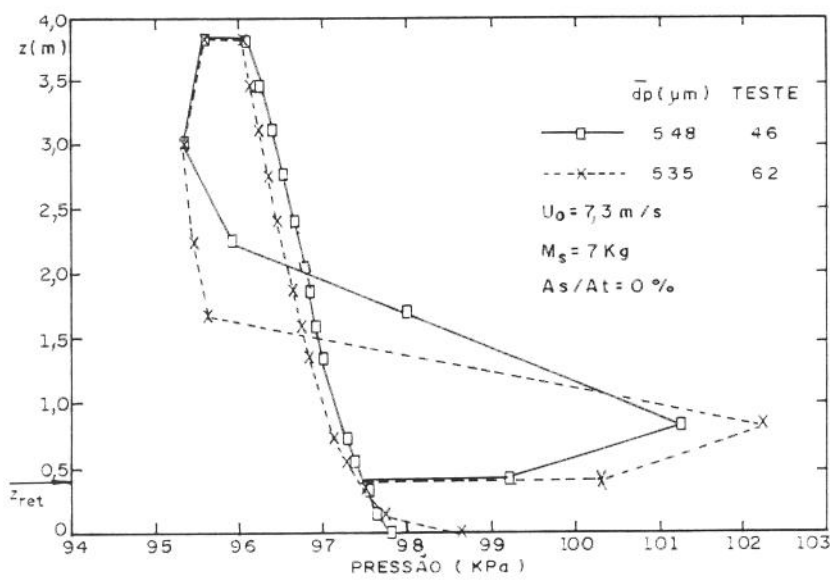
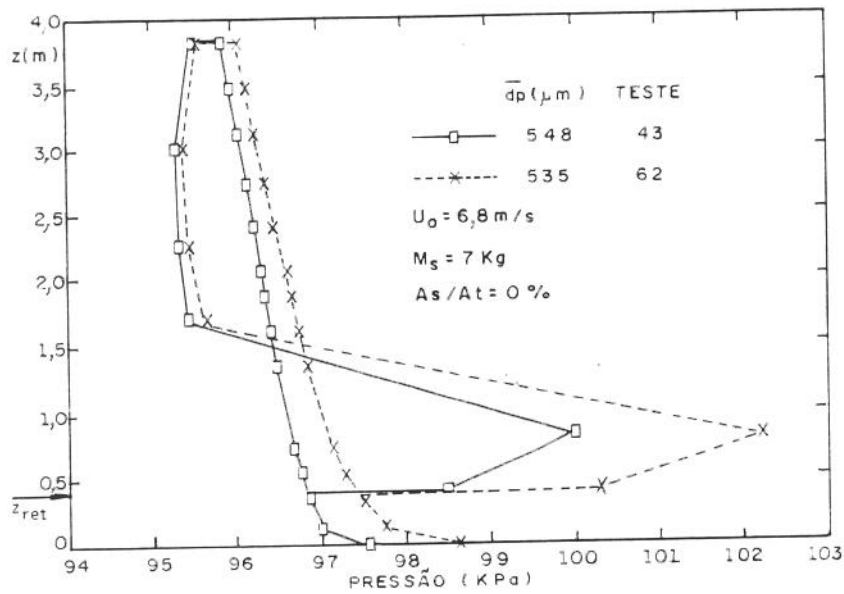


Fig. 5.13 - Influência da mistura de partículas sobre o perfil de pressão

. Perfil de porosidade

As Figuras 5.14 mostram o perfil de porosidade na coluna principal para os testes citados anteriormente, confirmando, como esperado, a maior concentração de sólidos no fundo da coluna para a mistura, enquanto no topo os perfis estão bem próximos.

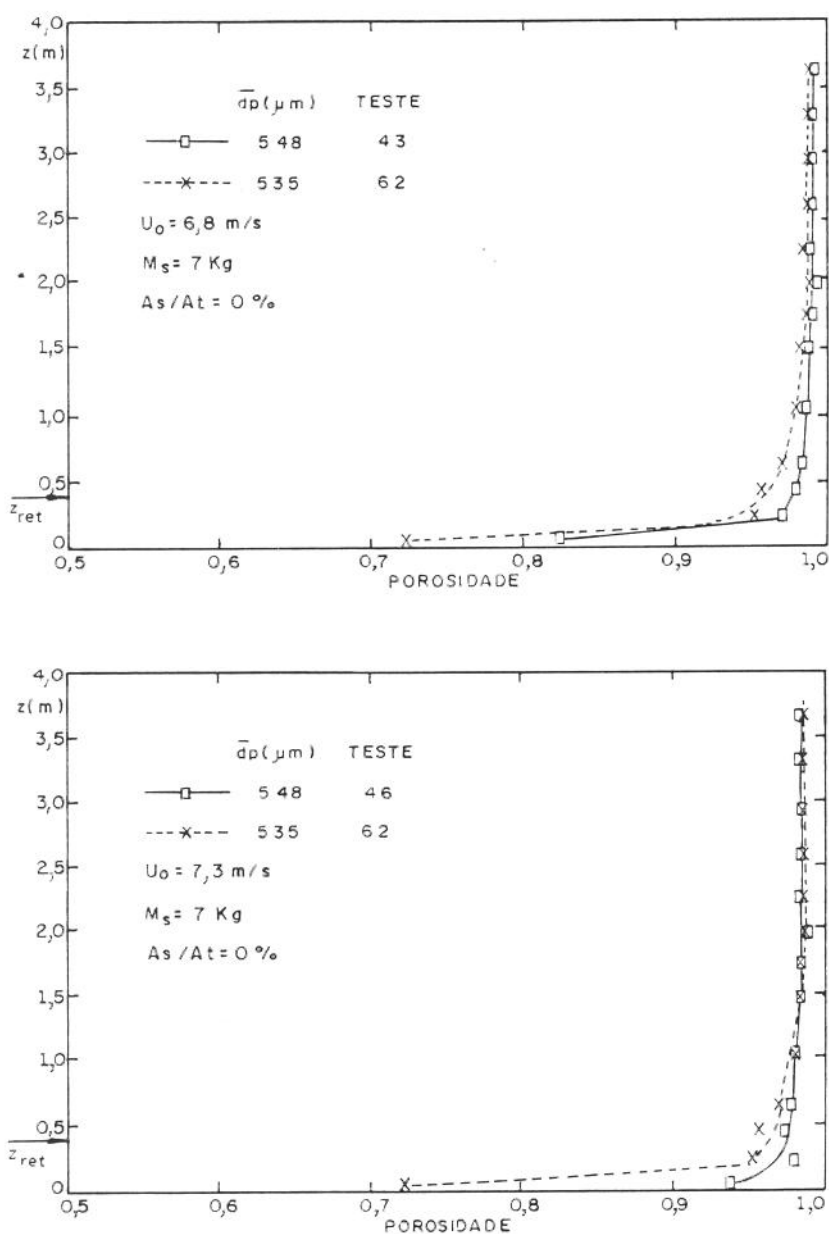


Fig. 5.14 - Influência da mistura de partículas sobre o perfil de porosidade na coluna principal

. Fluxo de sólidos recirculado

O efeito da mistura de partículas sobre o fluxo recirculado pode ser observado na Fig. 5.15, onde se verifica que a recirculação de sólidos é maior para a partícula com diâmetro uniforme, fixada a velocidade superficial do gás. Esse resultado vem de acordo à observação anterior de acúmulo da partícula de $920\mu\text{m}$ no fundo da coluna principal nos experimentos com a mistura de partículas.

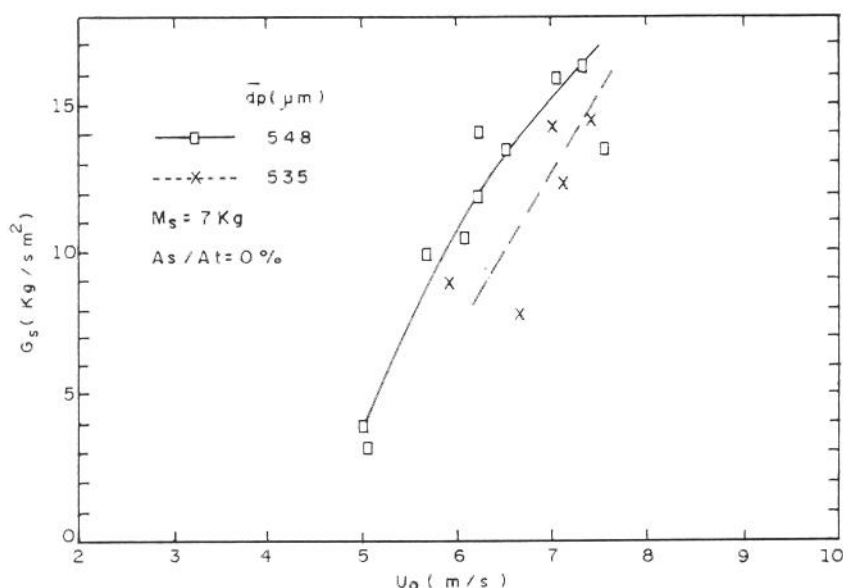


Fig. 5.15 - Influência da mistura de partículas sobre o fluxo de sólidos recirculado

. Queda de pressão na válvula L

A Figura 5.16 mostra que a queda de pressão na válvula L foi maior nos experimentos com a mistura, considerando o mesmo fluxo de sólidos recirculado. Provavelmente isso se deve à presença de material com diâmetro médio inferior ao alimentado na seção de retorno, como já discutido anteriormente.

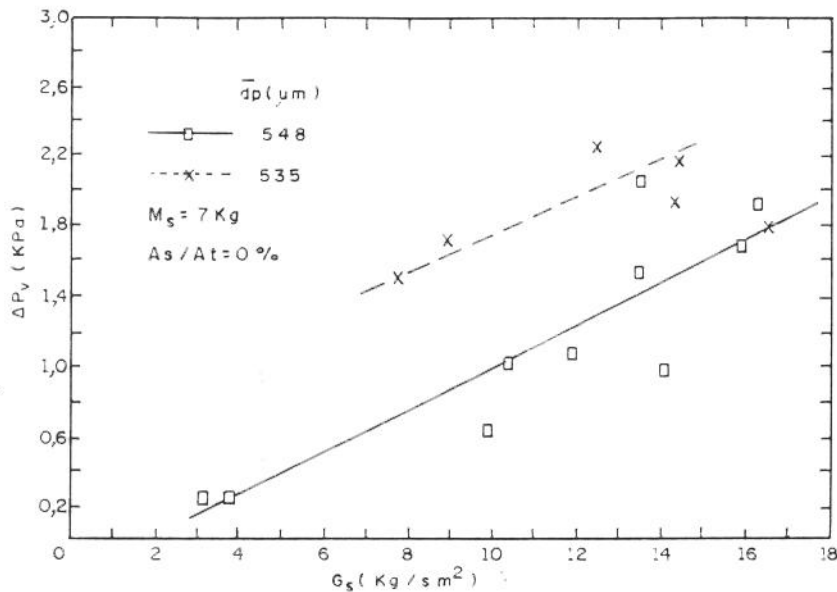


Fig. 5.16 - Influência da mistura de partículas na queda de pressão na válvula L

5.1.5 - Influência da Injeção de Ar Secundário

A influência da injeção de ar secundário foi analisada utilizando os três diâmetros de partícula mencionados anteriormente e relação ar secundário/ar total As/At na faixa de 0 a 44%.

. Perfil de pressão

As Figuras 5.17 mostram os perfis de pressão obtidos variando a relação As/At para diâmetro de partícula, inventário e velocidade superficial acima da injeção de ar secundário U_{02} fixos. Observa-se nos vários exemplos que a injeção de ar secundário provoca um aumento da queda de pressão no fundo do reator, indicando o acúmulo de sólidos nessa região. Isso era esperado pois, como já foi comentado no item 4.4, o sistema experimental possui apenas um sistema de sopradores para a alimentação de ar primário e secundário; consequentemente, o aumento da vazão de ar secundário resultava na redução da vazão de ar primário, provocando um menor arraste de sólidos no fundo da coluna, principalmente para as maiores partículas testadas.

Na coluna de retorno verifica-se a redução na queda de pressão com o aumento da injeção de ar secundário, indicando a presença de menor quantidade de sólidos nessa região.

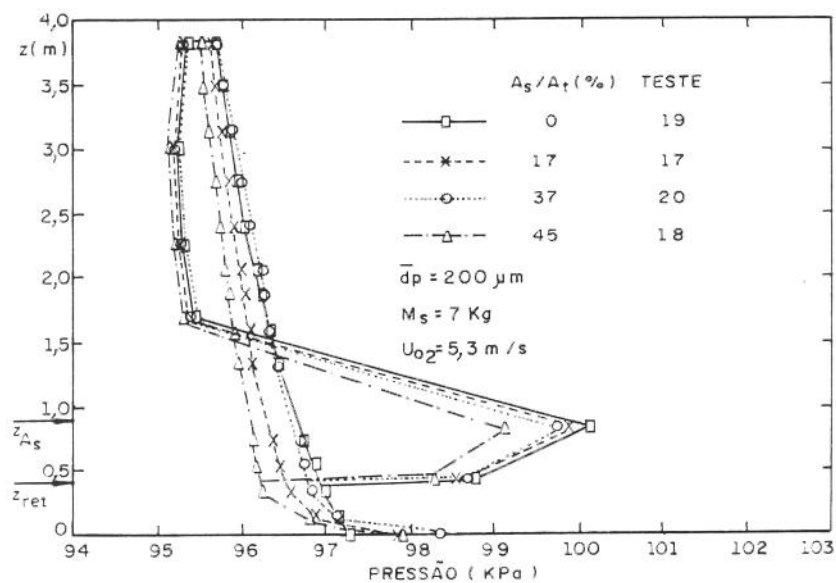
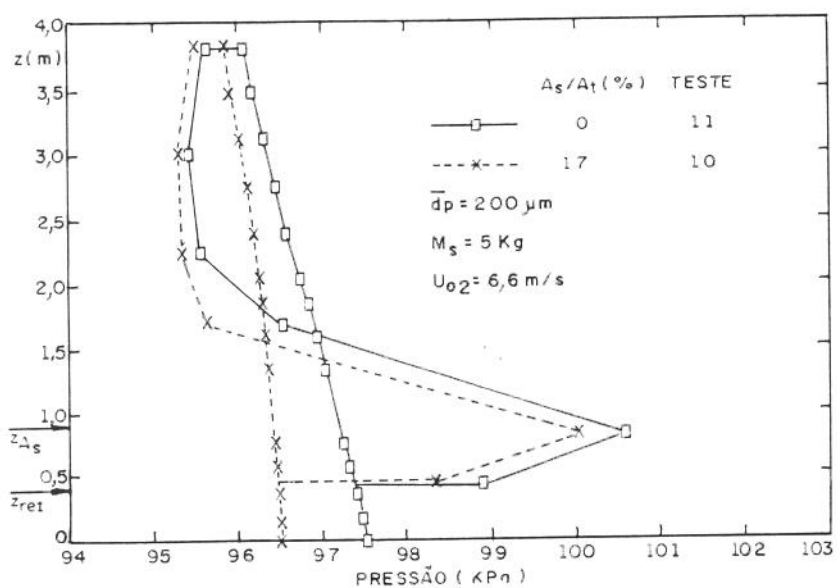


Fig. 5.17a - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de pressão

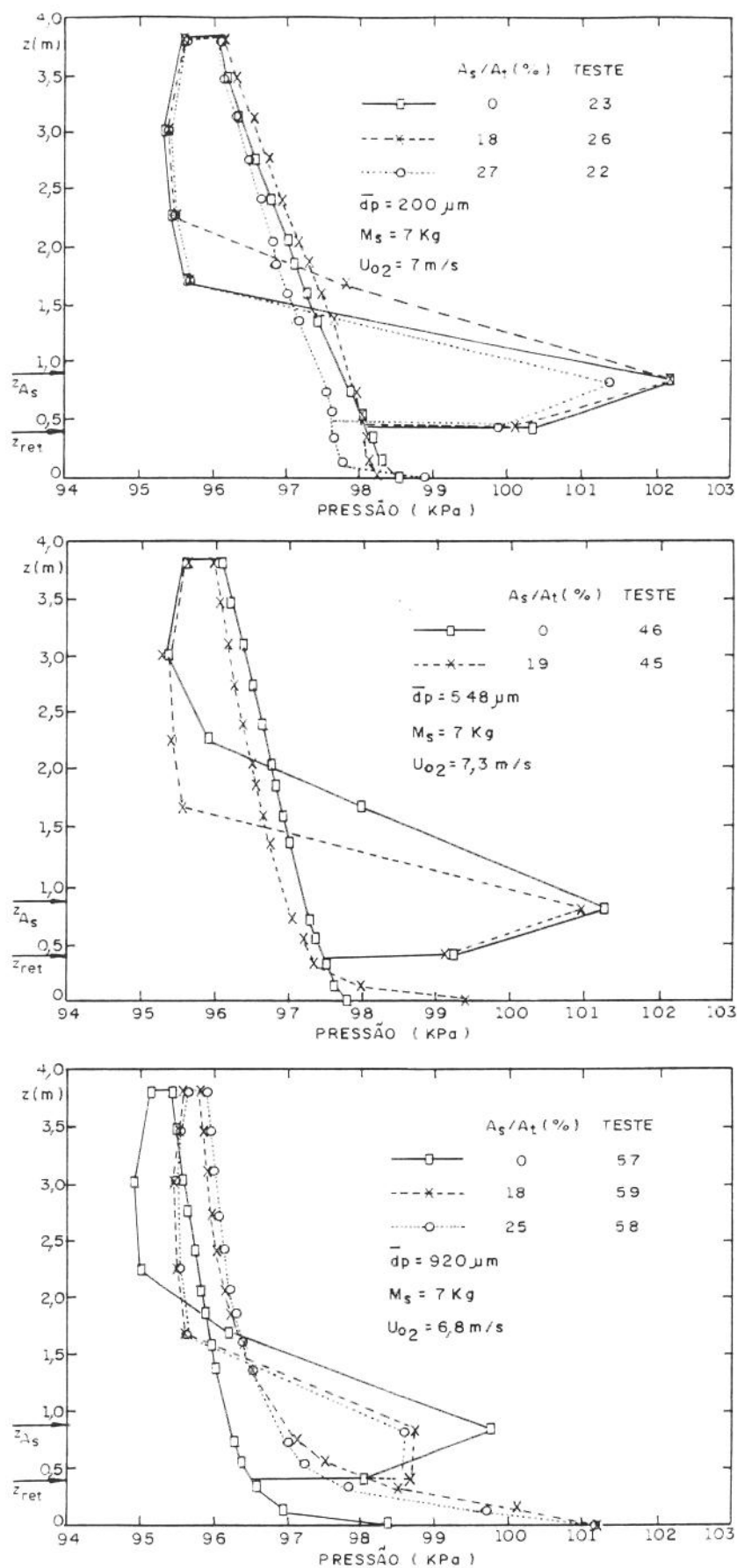


Fig. 5.17b - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de pressão

· Perfil de porosidade

Os perfis de porosidade correspondentes aos testes mostrados nas cinco Figs. anteriores estão nas Figs. 5.19, onde também se pode observar o aumento da concentração de sólidos no fundo da coluna com o aumento da relação de ar secundário/ar total.

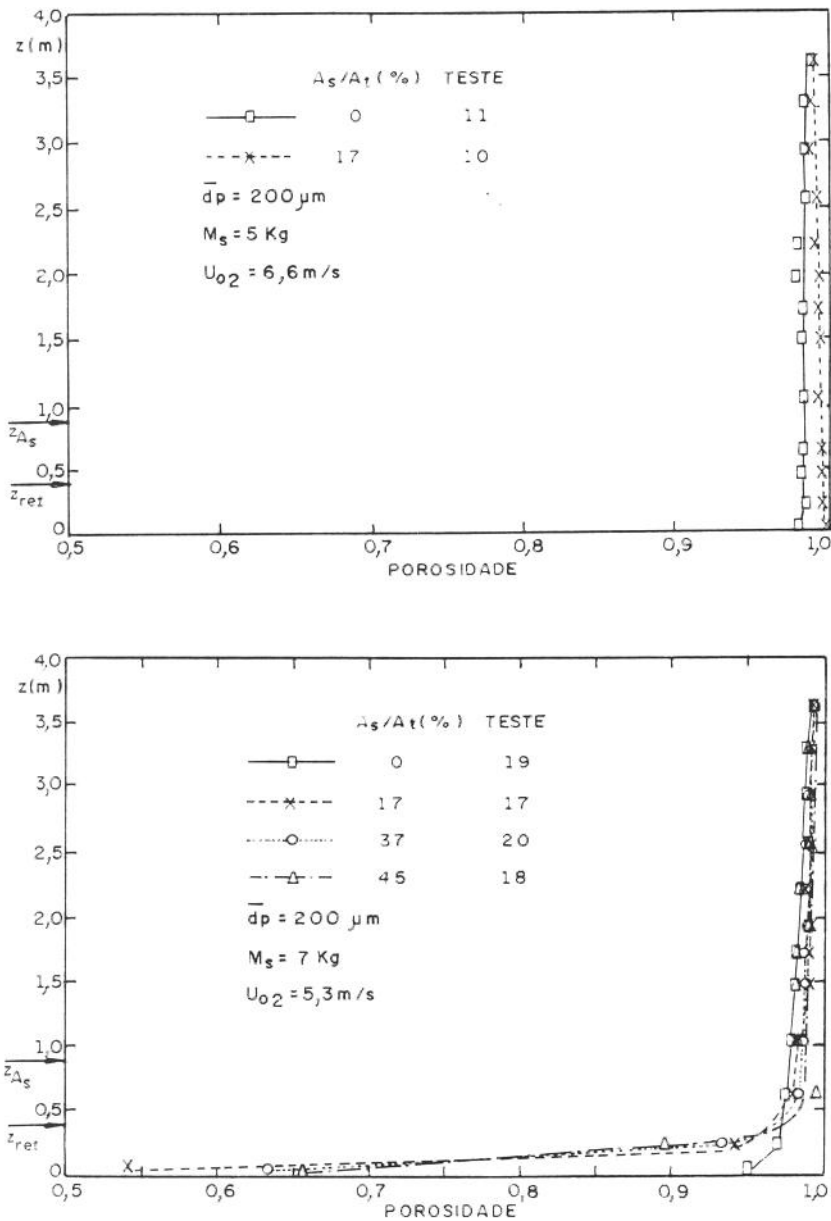


Fig. 5.18a - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de porosidade na coluna principal

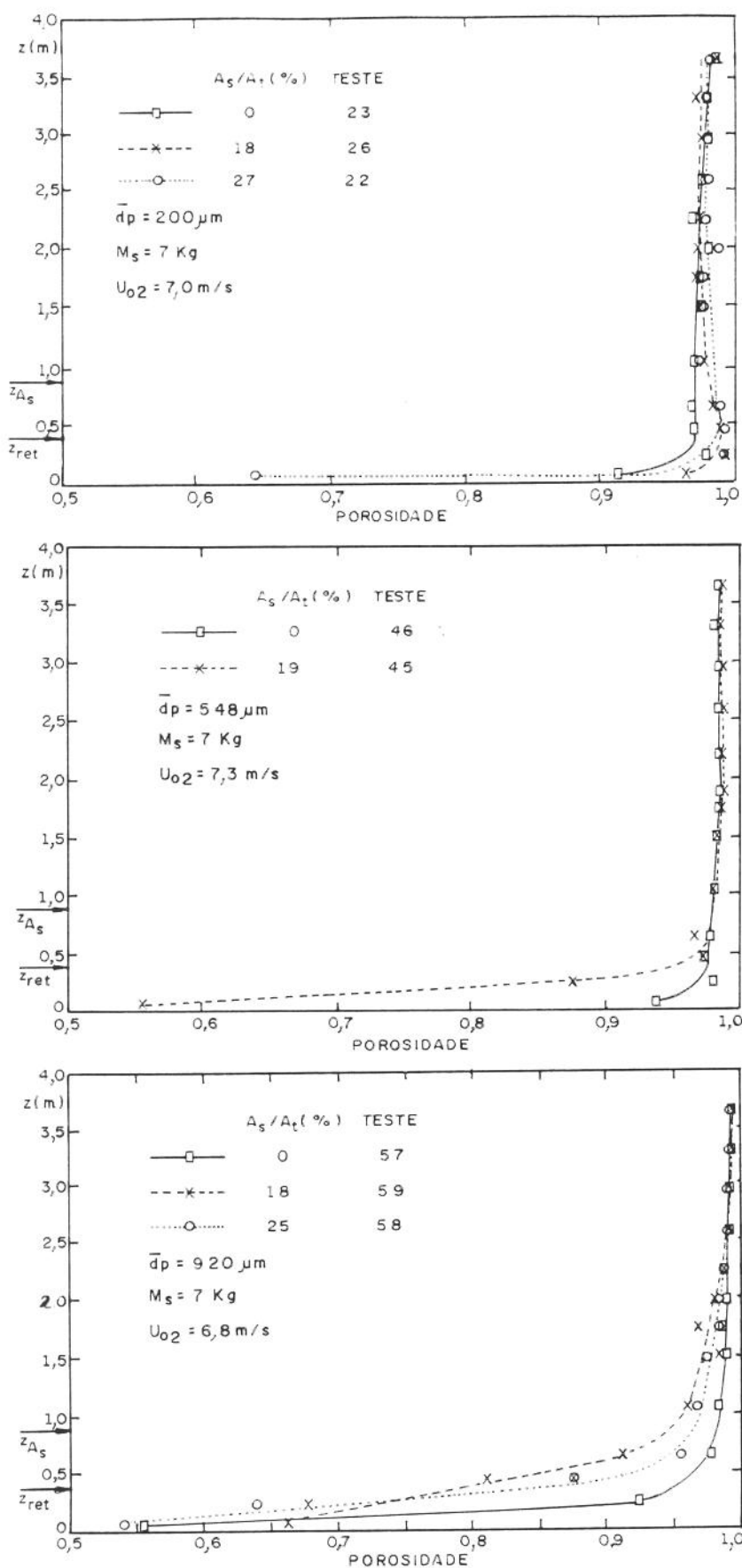


Fig. 5.18b - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de porosidade na coluna principal

Wang e Gibbs (1990) realizaram experimentos sobre a dinâmica de um leito fluidizado circulante com injeção de ar secundário, utilizando areia num reator com 80 mm de diâmetro e 4 m de altura. Em seus testes a relação entre as vazões de ar secundário e ar total A_s/A_t variou de 0 a 30%, mantendo a descarga de ar constante. Os autores verificaram que a concentração de sólidos abaixo da injeção de ar secundário aumenta com o aumento da relação A_s/A_t , pois a velocidade do gás nessa região diminui. Essas observações corroboram os resultados experimentais obtidos neste trabalho.

. Perfil de temperatura

Os testes experimentais foram realizados utilizando um aquecedor elétrico para o preaquecimento do ar primário e secundário injetados nas coluna principal, o que proporcionava temperaturas da suspensão em torno de 100°C na base.

A observação dos perfis de temperatura nas Figs. 5.19 mostra que a temperatura da suspensão é praticamente uniforme ao longo da coluna principal, não sendo afetada pela injeção de ar secundário.

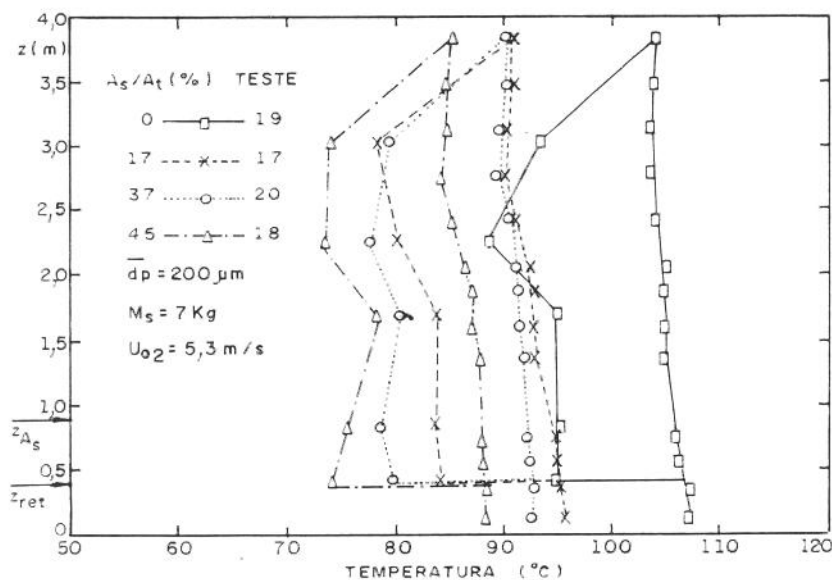


Fig. 5.19a - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de temperatura no sistema

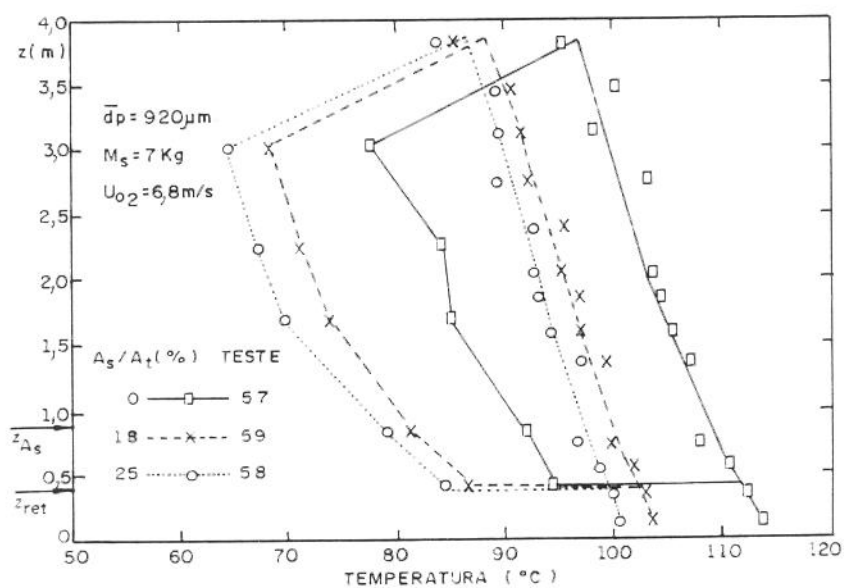
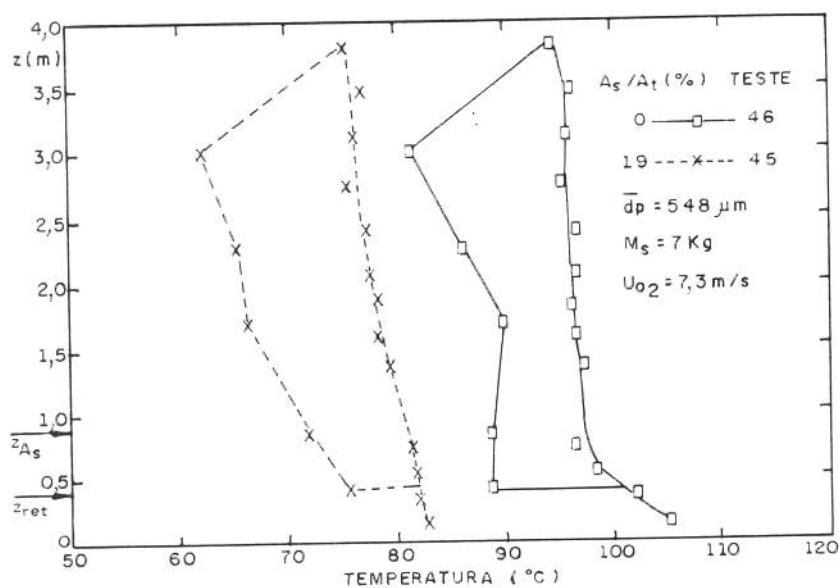
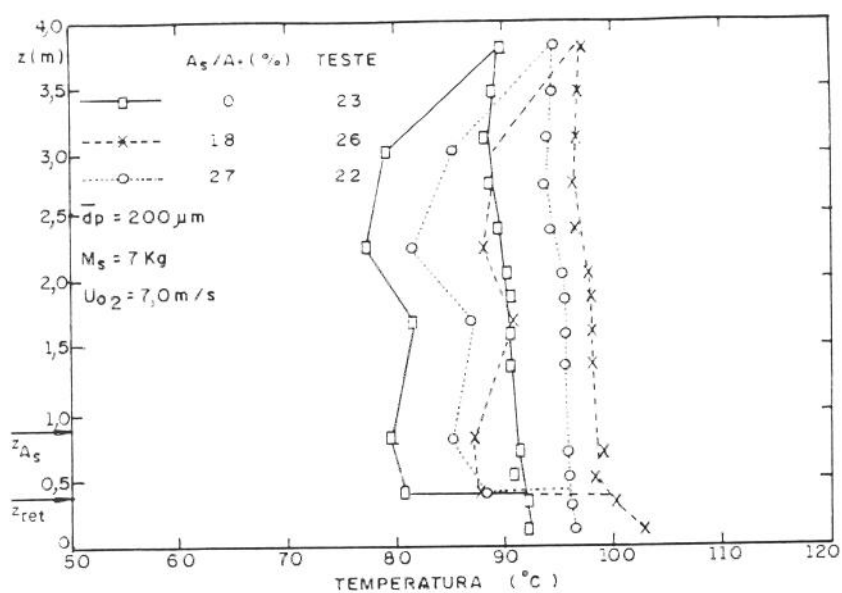


Fig. 5.19b - Influência da injeção de ar secundário sobre o perfil de temperatura no sistema

. Fluxo de sólidos recirculado

O efeito da injeção de ar secundário no fluxo de sólidos recirculado foi analisado para a partícula de $200\text{ }\mu\text{m}$ fixando-se o inventário de sólidos, como pode ser visto nas Figs. 5.20. O menor número de pontos experimentais para as partículas maiores impossibilitou a análise para os demais diâmetros.

Para a partícula de $200\text{ }\mu\text{m}$ e inventário de 5 kg (Fig. 5.20), não foi observado qualquer efeito devido à entrada de ar secundário, enquanto que, para o inventário de 7 kg (Fig. 5.20) observou-se um aumento do fluxo recirculado com a presença do ar secundário.

Esse resultado indica que as velocidades do gás abaixo da injeção de ar secundário foram suficientes para o arraste das partículas para a região superior da coluna principal, não havendo acúmulo de sólidos no fundo. Provavelmente, para maiores diâmetros de partícula ocorreria a redução do fluxo de sólidos recirculado com o aumento da relação A_s/A_t pois, como já foi discutido anteriormente, a entrada de ar secundário produz a redução da velocidade do gás no fundo da coluna, induzindo ao acúmulo de sólido nessa região.

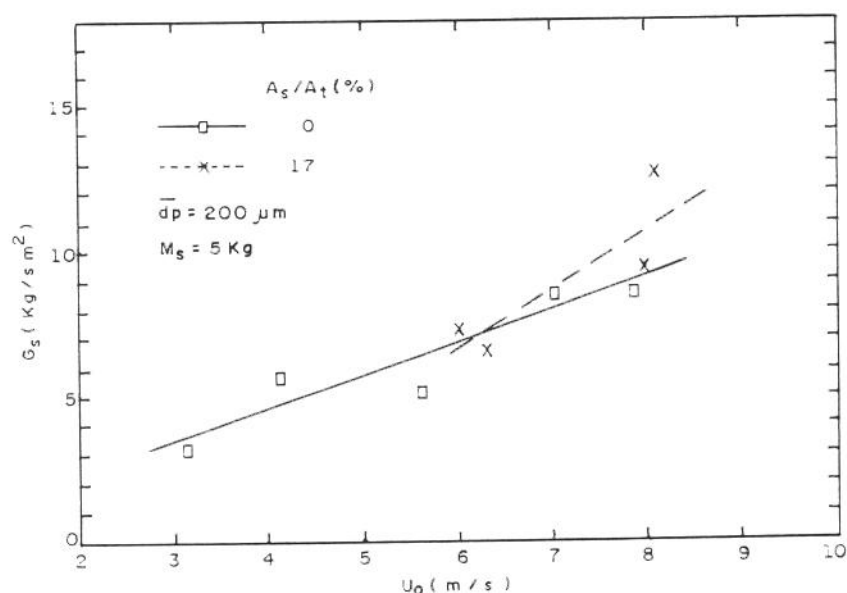


Fig. 5.20a - Influência da injeção de ar secundário sobre o fluxo de sólidos recirculado

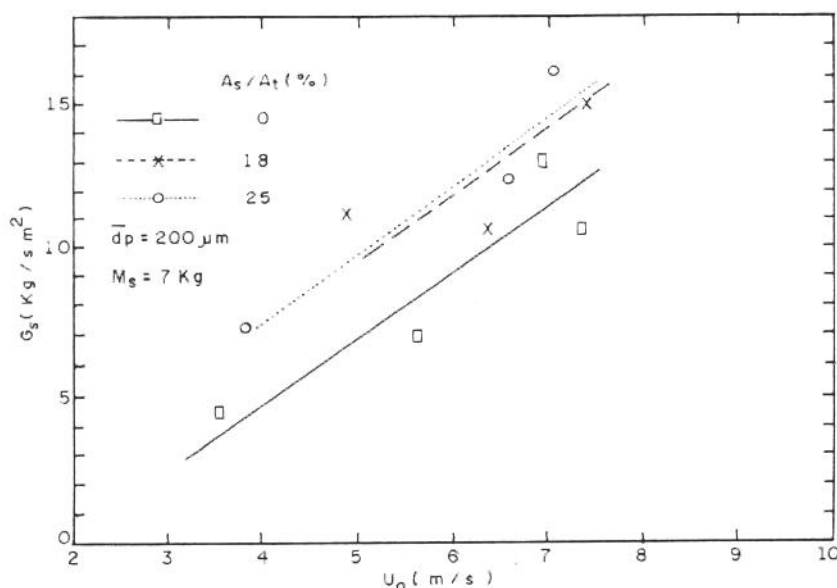


Fig. 5.20b - Influência da injeção de ar secundário sobre o fluxo de sólidos recirculado

O único trabalho encontrado na literatura que analisa esse efeito foi o de Wang e Gibbs (1990). Eles verificaram que a injeção de ar secundário aumentaria o tempo de residência do sólido no leito, sem alterar o fluxo de sólidos recirculado.

5.1.6 - Influência do Ar de Injeção na Válvula L

A operação do sistema mostrou que o funcionamento da válvula L é bastante sensível à variação de vazão de ar de injeção; mostrou também que a melhor operação se deu com a injeção de ar pressurizado, em condição superior a 2 bar. Observou-se ainda uma condição operacional ótima, específica para cada diâmetro de partícula, e que a quantidade de ar necessária à recirculação era desprezível, comparada às outras necessidades do sistema, exceto para a partícula de 920 μm , na qual a descarga de ar na válvula representou até 8% da descarga total de gás no sistema.

A Figura 5.21 mostra que partículas menores necessitam de uma descarga de ar menor para que ocorra o escoamento de sólidos, o que concorda com os trabalhos da literatura, como os de Knowlton e Hirsan (1978) e Knowlton (1988).

Na operação do leito com a mistura de partículas necessitou-se de uma menor descarga de ar para operar a válvula L, relativamente à operação com

partículas de diâmetro uniforme, o que deve ter ocorrido devido à predominância das partículas menores na seção de recirculação.

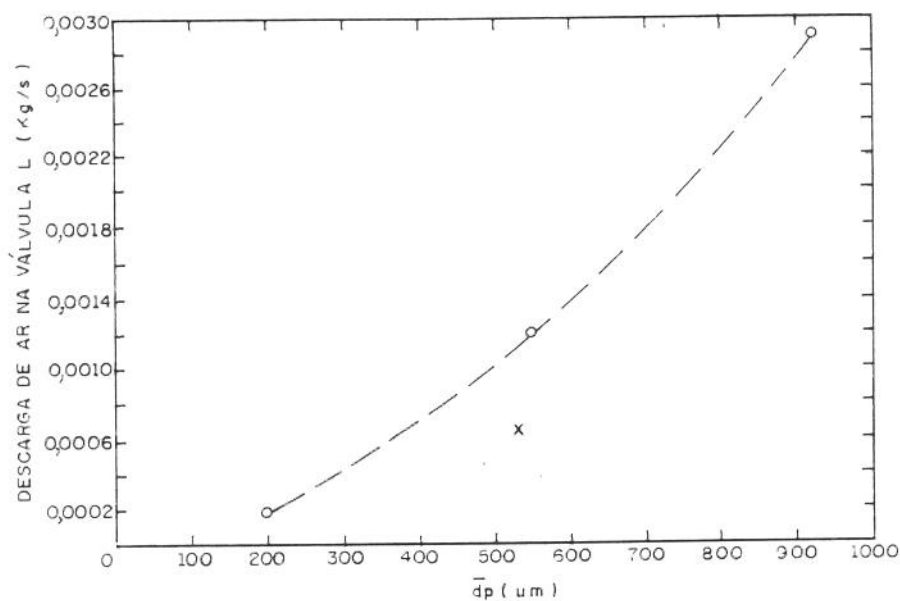


Fig. 5.21 - Influência da descarga de ar injetado na válvula L

5.1.7 - Ciclone

A queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone, medida experimentalmente, foi comparada com as correlações utilizadas por Rhodes e Geldart (1987) e Yang (1988), descritas anteriormente. A observação da Fig. 5.22 mostra que os resultados experimentais apresentam um comportamento semelhante ao das correlações propostas, mas com valores significativamente menores. Verifica-se portanto, que as aproximações simplificadas utilizadas por Rhodes e Geldart (1987) e Yang (1988) não se aplicam para o sistema experimental utilizado.

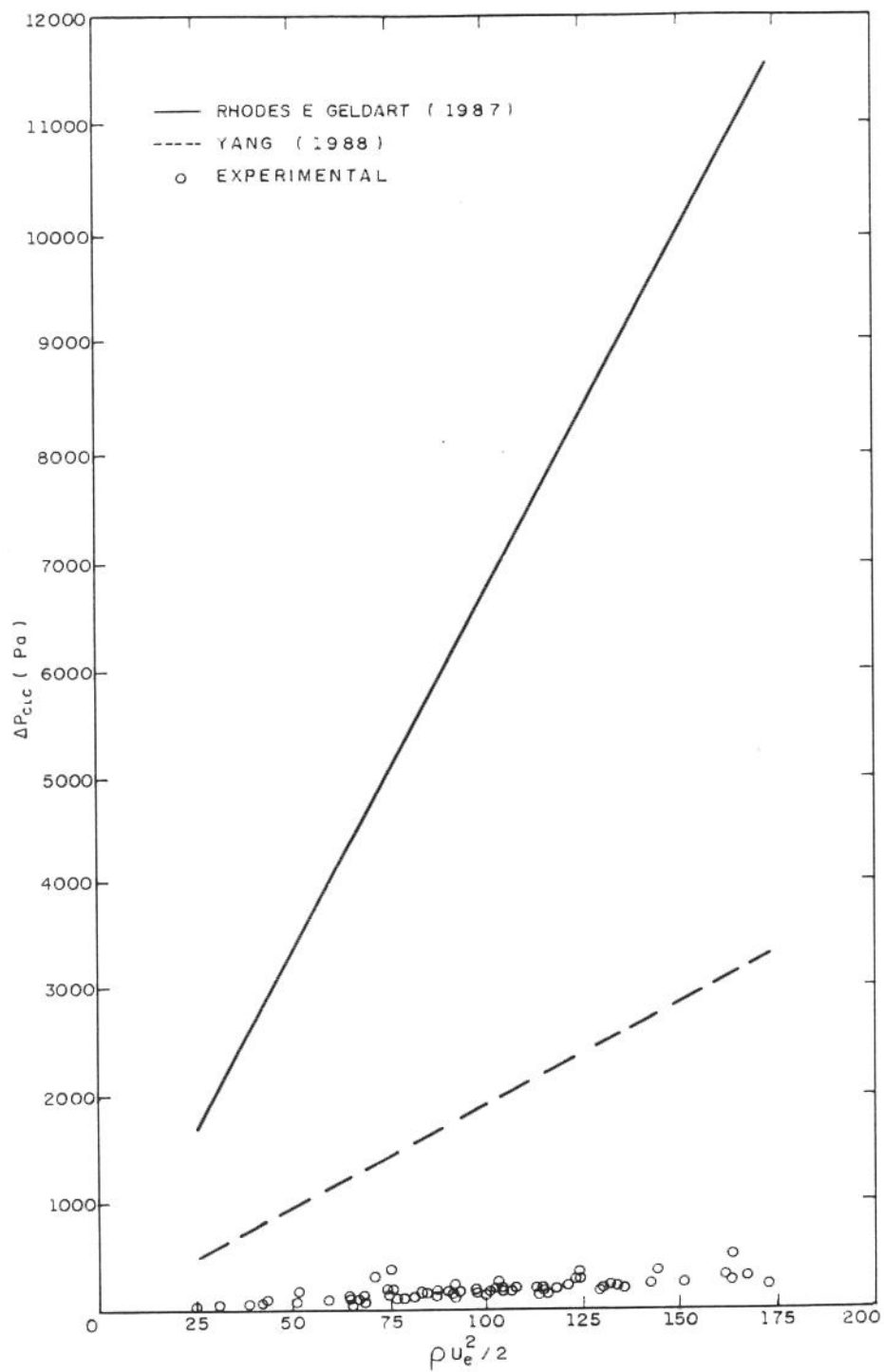


Fig. 5.22 - Perda de pressão num ciclone

A análise dos resultados experimentais levou a proposição de uma correlação do tipo proposto pelos pesquisadores citados mas com um coeficiente significativamente menor, conforme a equação (5.3):

$$\Delta P_{cic} = 0,495 \frac{\rho U_e^2}{2} \tag{5.3}$$

onde U_e é a velocidade superficial do ar na entrada do ciclone

A Figura 5.23 mostra essa correlação junto aos dados experimentais obtidos para os três diâmetros de partícula testados. Pode-se verificar que o diâmetro da partícula praticamente não exerce influência sobre a queda de pressão entre a entrada e base do ciclone.

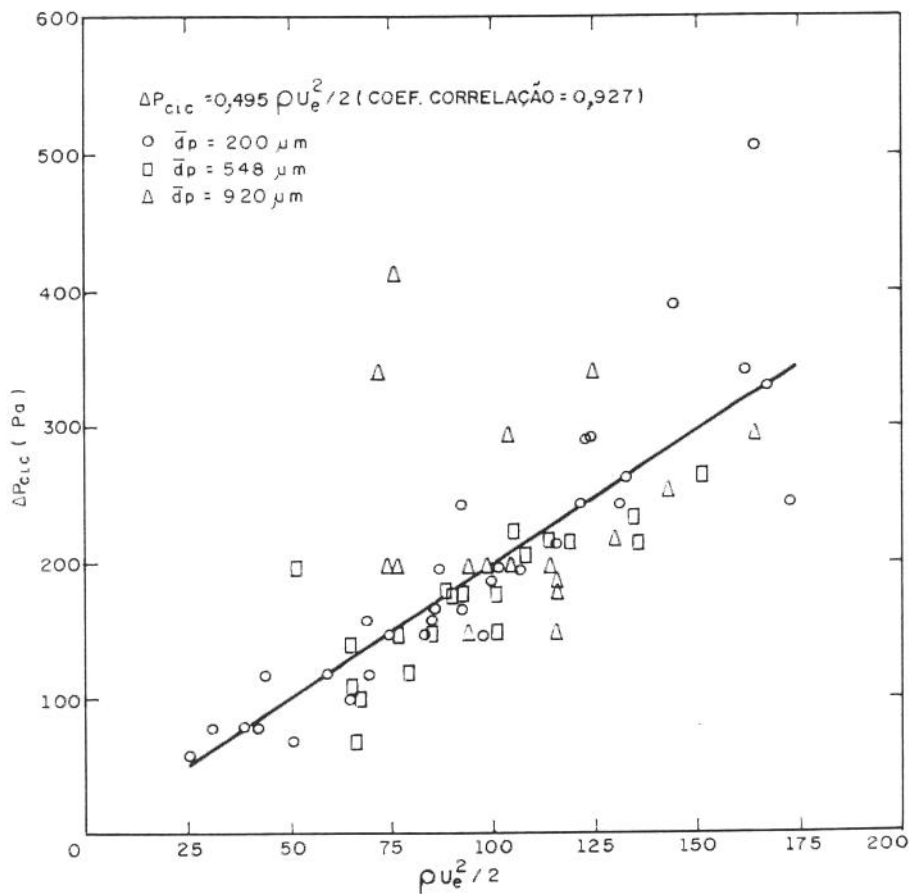


Fig. 5.23 - Queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone
Correlação dos resultados experimentais

Na Figura 5.24 observa-se a influência da concentração de sólidos na entrada do ciclone sobre a queda de pressão, podendo-se verificar uma grande dispersão nos pontos e que, aparentemente, a concentração de sólidos não exerce influência significativa sobre a queda de pressão para concentrações de sólido de até 3kg/m^3 .

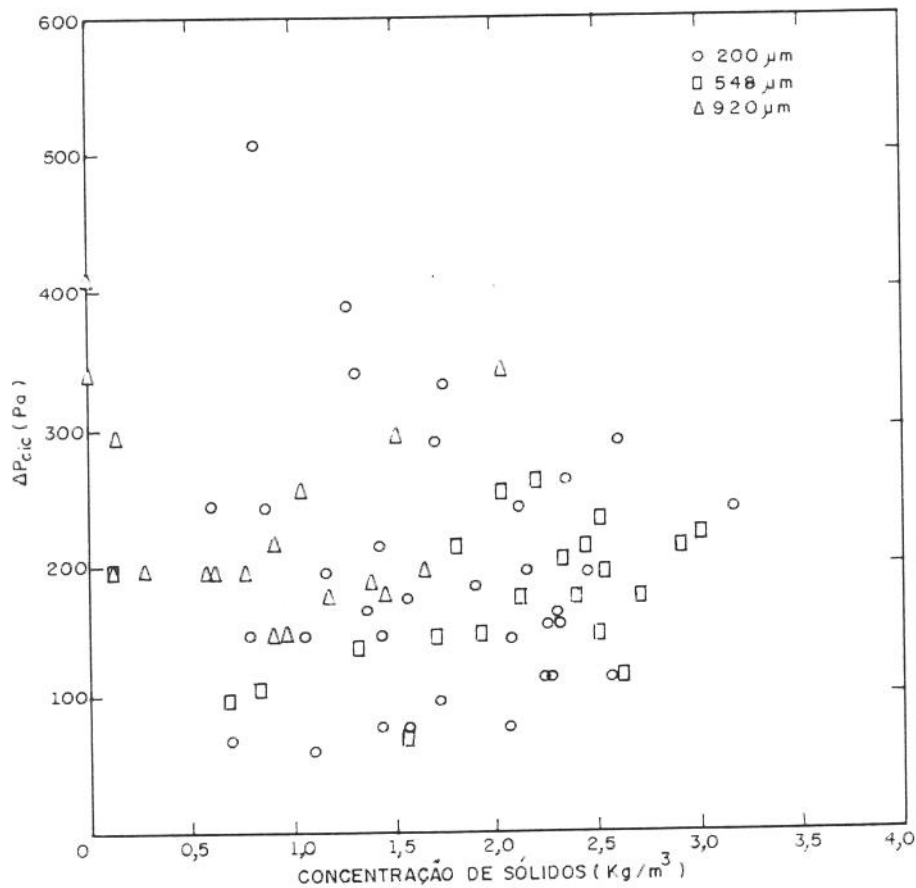


Fig. 5.24 - Queda de pressão no ciclone -
Influência da concentração de sólidos na entrada do ciclone

Observa-se que esse comportamento também foi verificado por Tardin Jr. e Goldstein Jr. (1993) para concentrações de sólidos de 2 a 3kg/m^3 , utilizando xisto calcinado, conforme a Fig. 2.17.

5.1.8 - Válvula de Recirculação

Os resultados experimentais obtidos para a queda de pressão na válvula de recirculação do sistema permitiram a proposição de correlações e a comparação com equações de outros pesquisadores.

Verificou-se que a válvula L apresentou muita instabilidade na operação com partículas de 920 μm , resultando muitas vezes no entupimento da válvula durante o experimento. Isso levou a uma grande dispersão dos pontos experimentais obtidos, prejudicando sua análise. Acredita-se que o fenômeno observado deve ter ocorrido devido ao pequeno diâmetro da válvula de recirculação do sistema e também à presença de finos na seção de recirculação. Finos gerados provavelmente devido ao atrito e que dificultavam o controle da injeção de ar externo na válvula, necessário para assegurar seu funcionamento.

Verifica-se que o fluxo de sólidos recirculados é um parâmetro que exerce influência significativa sobre a queda de pressão na válvula L sendo grandezas diretamente proporcionais.

A Figura 5.25 apresenta os resultados experimentais da queda de pressão na válvula L ΔP_v em função do fluxo de sólidos recirculados G_s , para as partículas de 200 e 548 μm , bem como a reta obtida pelo ajuste dos pontos.

A equação da reta traçada na Fig. 5.25 apresentou um coeficiente de correlação igual a 0,899, e é dada por:

$$\Delta P_v = 116,521 G_s \quad (5.4)$$

A influência do diâmetro da partícula pode ser visualizada na Fig. 5.26, onde os resultados experimentais mostrados estão distintos em função do diâmetro.

As equações ajustadas para cada diâmetro de partícula foram:

$$\bar{d}_p = 200 \mu\text{m}: \quad \Delta P_v = 137,024 G_s \quad (5.5)$$

e

$$\bar{d}_p = 548 \mu\text{m}: \quad \Delta P_v = 96,561 G_s \quad (5.6)$$

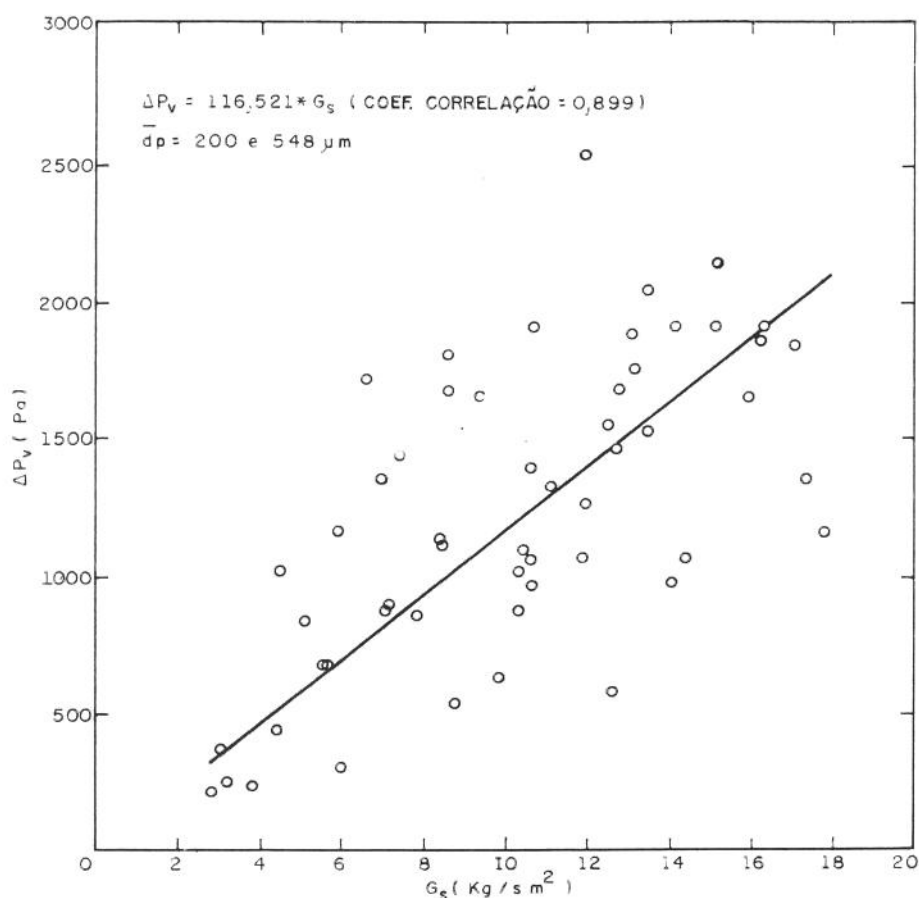


Fig. 5.25 - Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado

Observa-se que o aumento do diâmetro da partícula provoca a redução da queda de pressão na válvula, resultado também observado por Geldart e Jones (1991) e Yang e Knowlton (1993). Acredita-se que isso se deva ao aumento do espaço intersticial entre partículas com o aumento do diâmetro, resultando na menor perda de pressão no arraste da suspensão através da válvula.

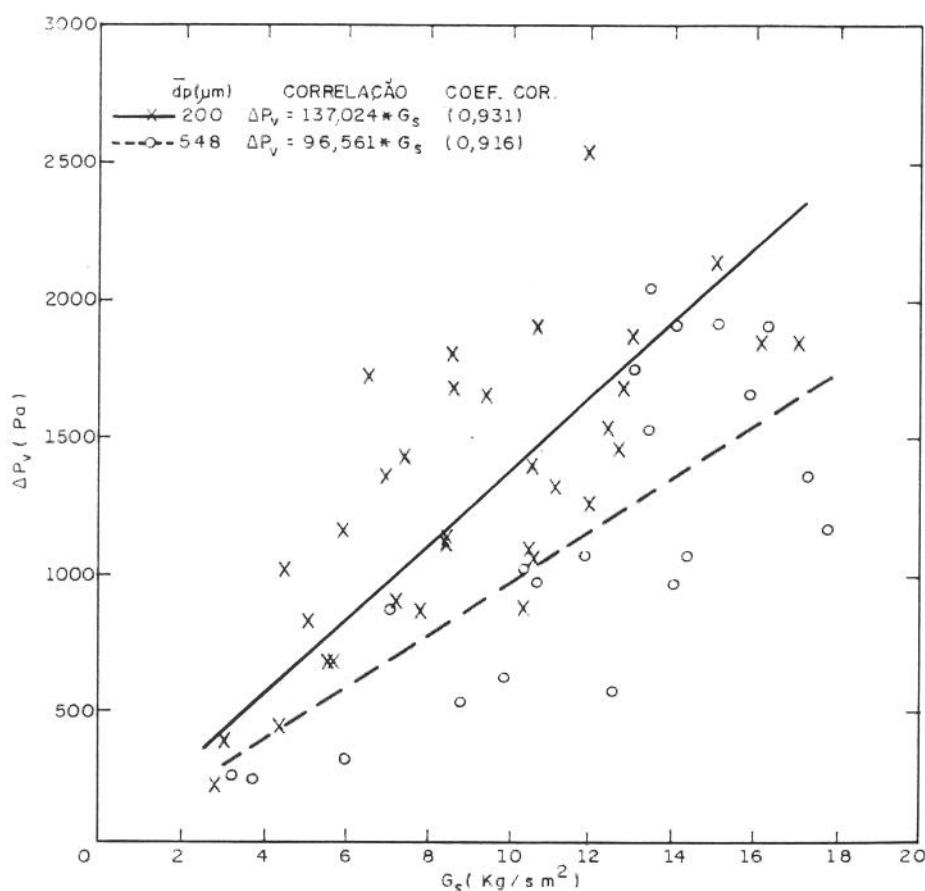


Fig. 5.26 - Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado - Influência do diâmetro da partícula

Nas Figuras. 5.27a e 5.27b são mostradas comparações entre os resultados experimentais e os obtidos da aplicação de correlações da literatura sobre os dados experimentais deste trabalho. Na Figura 5.27b foi alterada a escala de ΔP_v e foram omitidos os resultados obtidos com a aplicação da correlação de Geldart e Jones (1991), o que foi feito para facilitar a visualização dos demais resultados.

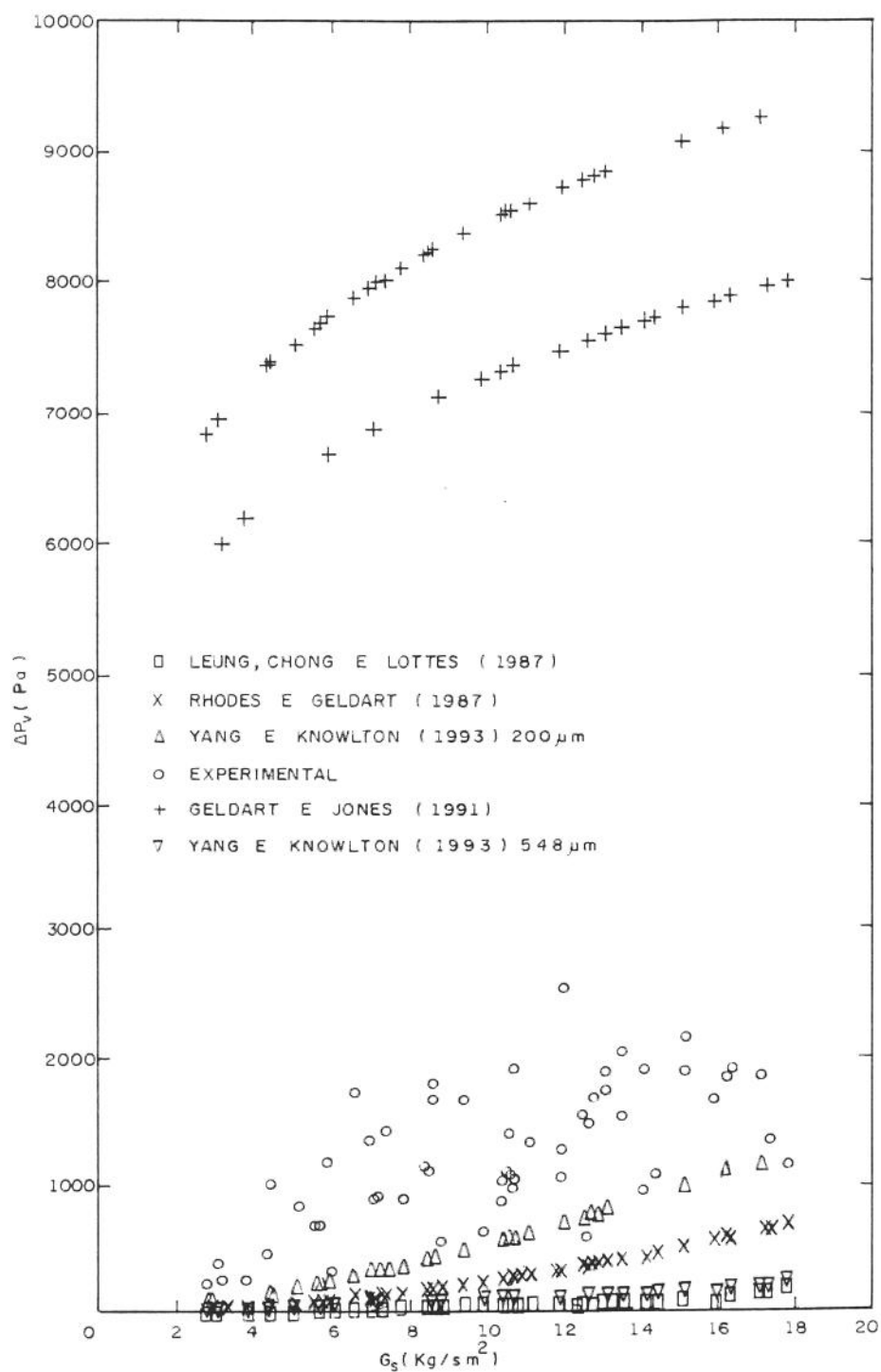


Fig. 5.27a - Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado - Comparação com correlações da literatura

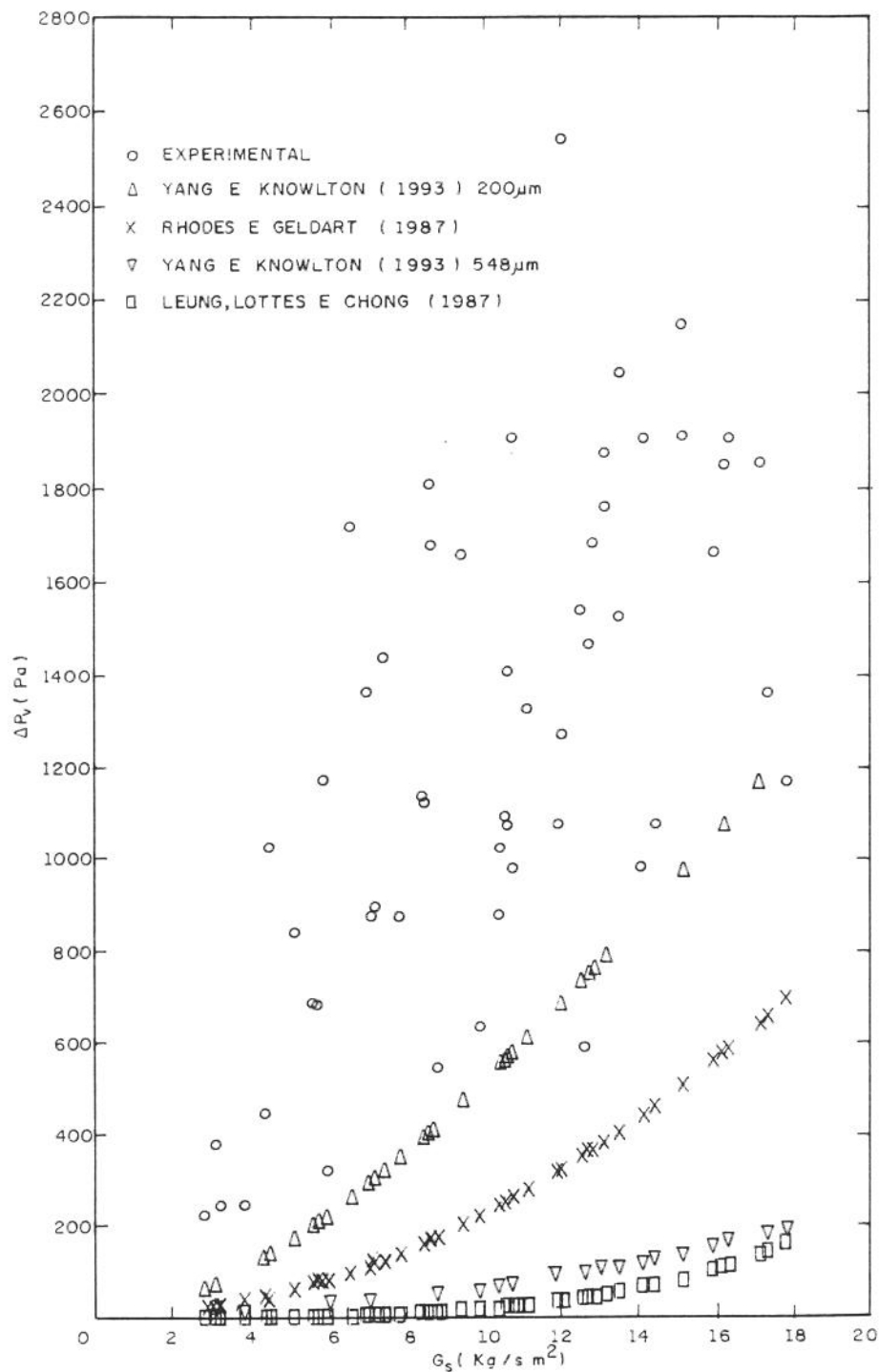


Fig. 5.27b - Queda de pressão na válvula L em função do fluxo de sólidos recirculado - Comparação com correlações da literatura

Verifica-se que a correlação de Geldart e Jones (1991) fornece resultados cerca de quatro vezes maiores do que os obtidos experimentalmente, que, por sua vez, foram maiores do que os fornecidos pelas demais correlações. Os resultados obtidos pela aplicação da correlação de Yang e Knowlton (1993) foram os que mais se aproximaram dos experimentais.

Foi testado também o correlacionamento dos resultados experimentais deste trabalho segundo Geldart e Jones (1991), que explicita o diâmetro da partícula na própria correlação, uma vez que se verificou sua influência na queda de pressão na válvula. A Fig. 5.28 mostra esse estudo, no qual a abscissa corresponde aos parâmetros considerados por Geldart e Jones (1991) com seus expoentes respectivos. Observa-se que a reta passando pela origem foi a correlação que apresentou o melhor ajuste. Portanto, a equação obtida apresenta um comportamento semelhante ao proposto pelos pesquisadores mas com um coeficiente significativamente menor.

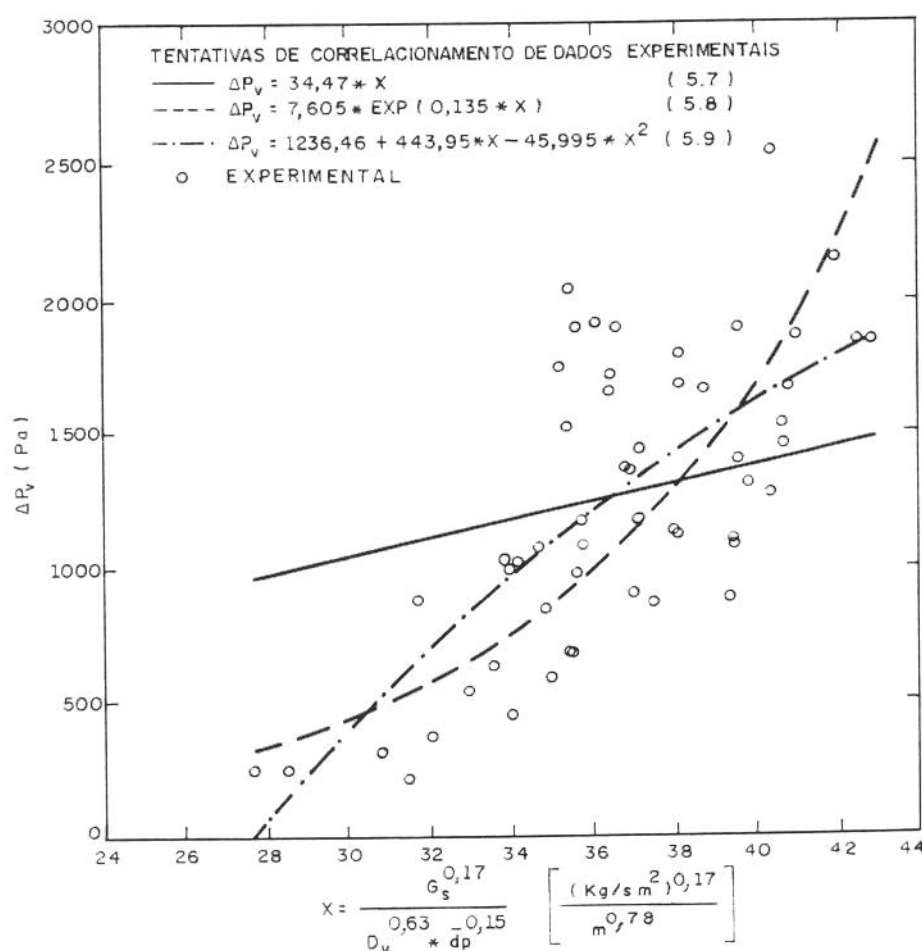


Fig. 5.28- Queda de pressão na válvula L em função dos parâmetros considerados na correlação de Geldart e Jones (1991)

Observa-se que o fluxo de sólidos recirculado é um parâmetro considerado em todas as correlações e que o diâmetro transversal da válvula só não foi considerado na equação de Leung, Chong e Lottes (1987), que o substituiu pelo coeficiente de descarga da válvula. Propriedades físicas da partícula são levadas em consideração nas correlações de Leung, Chong e Lottes (1987) e de Yang e Knowlton (1993), enquanto o diâmetro da partícula aparece diretamente na equação de Geldart e Jones (1991) e indiretamente, como velocidade terminal da partícula, na equação de Yang e Knowlton (1993), os quais também levaram em consideração a influência da aeração externa e do comprimento horizontal da válvula na queda de pressão. Todas essas correlações são fortemente empíricas e os resultados experimentais demonstram este fato.

É importante salientar que as correlações comentadas foram derivadas de experimentos nos quais a válvula de recirculação estava isolada do leito fluidizado circulante, ou foram deduzidas através de considerações teóricas sobre seu funcionamento.

5.2 - Resultados da Modelagem Matemática

A modelagem matemática discutida no capítulo 3 foi testada com dados experimentais próprios e de outros pesquisadores. A não existência de dados relativos à seção de retorno nos trabalhos da literatura analisados, exigiu que o inventário de sólidos fosse deixado como um fator de ajuste no programa.

Os trabalhos experimentais sem injeção de ar secundário que puderam ser analisados pela informação mais completa que forneceram, foram os de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983); Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988) e Grewal, Maurer e Fox (1991), enquanto que o único trabalho com injeção de ar secundário encontrado na literatura, que permitiu a comparação com o modelo, foi o de Cho, Namkung, Kim e Park, de 1994.

Os dados experimentais obtidos neste trabalho aproximam-se mais das condições de transporte pneumático, devido a limitações construtivas do sistema experimental, o que não permitiu a operação com maiores inventários. Este fato limita a avaliação completa do modelo, devido à inexistência de todas as possíveis regiões características do leito rápido.

5.2.1 - Modelo Matemático Sem Injeção de Ar Secundário

A sensibilidade do modelo pode ser observada já nas Figs. 5.29 e 5.30.. A principal variação que se observa é o ajuste na altura da região densa inferior para satisfazer o balanço de pressão no circuito do combustor. Para essa verificação foram escolhidas condições operacionais próximas às estudadas experimentalmente.

A Figura 5.29 mostra o efeito da velocidade superficial do gás U_0 , podendo-se verificar que o aumento de U_0 provoca a elevação da porosidade do leito denso inferior, como verificado experimentalmente e relatado no item 5.1.3 deste trabalho.

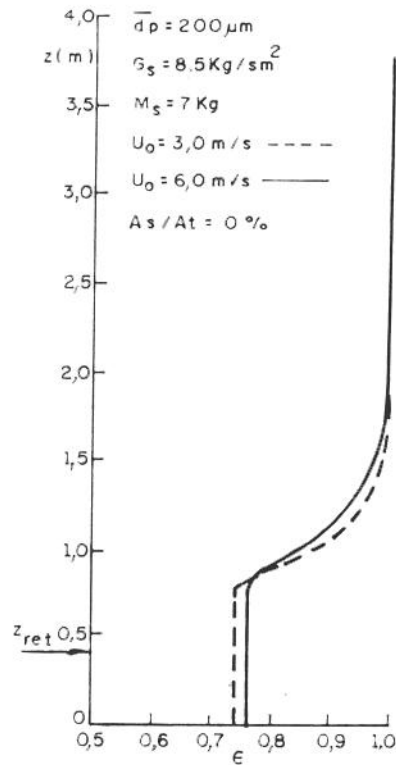


Fig. 5.29 - Efeito da velocidade superficial do gás no perfil axial da porosidade

A Figura 5.30 mostra o efeito do inventário de sólidos M_s no sistema havendo a elevação da região densa inferior com o aumento do inventário de sólidos, fato que também foi verificado experimentalmente, como mostrado em 5.1.2.

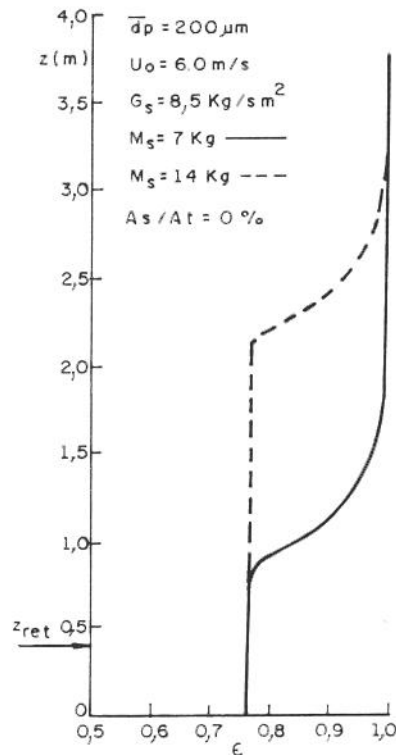


Fig. 5.30 - Efeito do inventário de sólidos no perfil axial da porosidade

As figuras que seguem trazem a comparação de resultados do modelo com a informação experimental disponível.

Nas Figuras 5.31 a 5.33 estão feitas as comparações com os dados experimentais de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983); Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988) e Grewal, Maurer e Fox (1991).

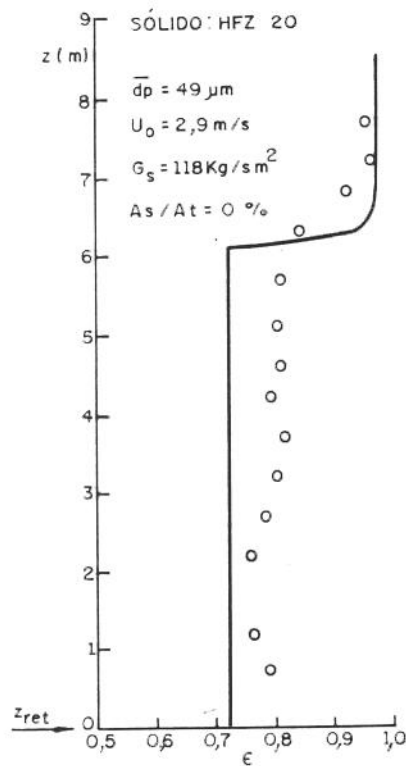


Fig. 5.31 - Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983)

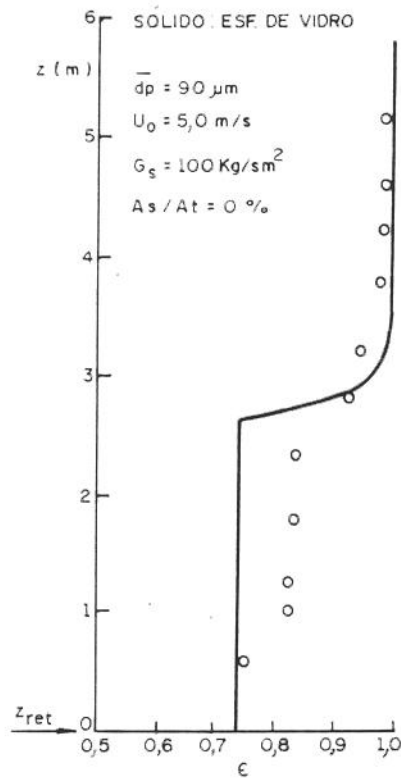


Fig. 5.32 - Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Arena, Cammarota, Massimilla e Pirozzi (1988)

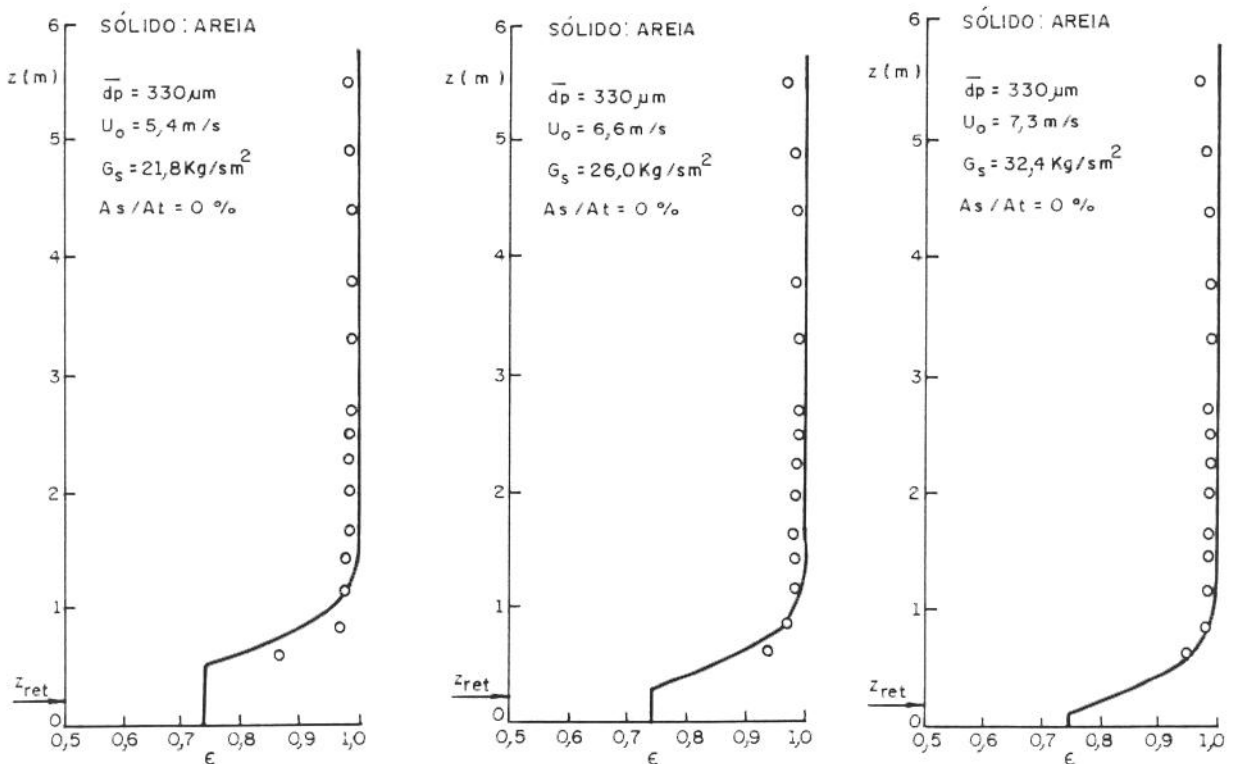


Fig. 5.33 - Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Grewal, Maurer e Fox (1991)

Devido à inexistência de dados experimentais sobre a seção de retorno de sólidos, foi necessário utilizar o inventário de sólidos no sistema como parâmetro de ajuste do programa. Observa-se que o modelo prevê valores maiores que os experimentais para a porosidade na região diluída superior e, aparentemente, a porosidade de região densa inferior é melhor prevista para sólidos do tipo B de Geldart (Fig. 5.33) do que para sólidos do tipo A.

O modelo não observa neste seu estágio de desenvolvimento o retorno de sólidos pelas paredes da região diluída superior, pois não leva em conta o efeito de saída do particulado sólido na coluna principal, levando à obtenção de valores de porosidade maiores que os experimentais. A observação da Fig. 5.33 mostra que o efeito de saída aumenta com o aumento da velocidade do gás. Em condições características de leito rápido, onde se trabalha com velocidades e fluxos de sólidos elevados, esse fator é significativo.

As Figuras 5.34a e 5.34b mostra a comparação do modelo matemático com dados experimentais obtidos neste trabalho.

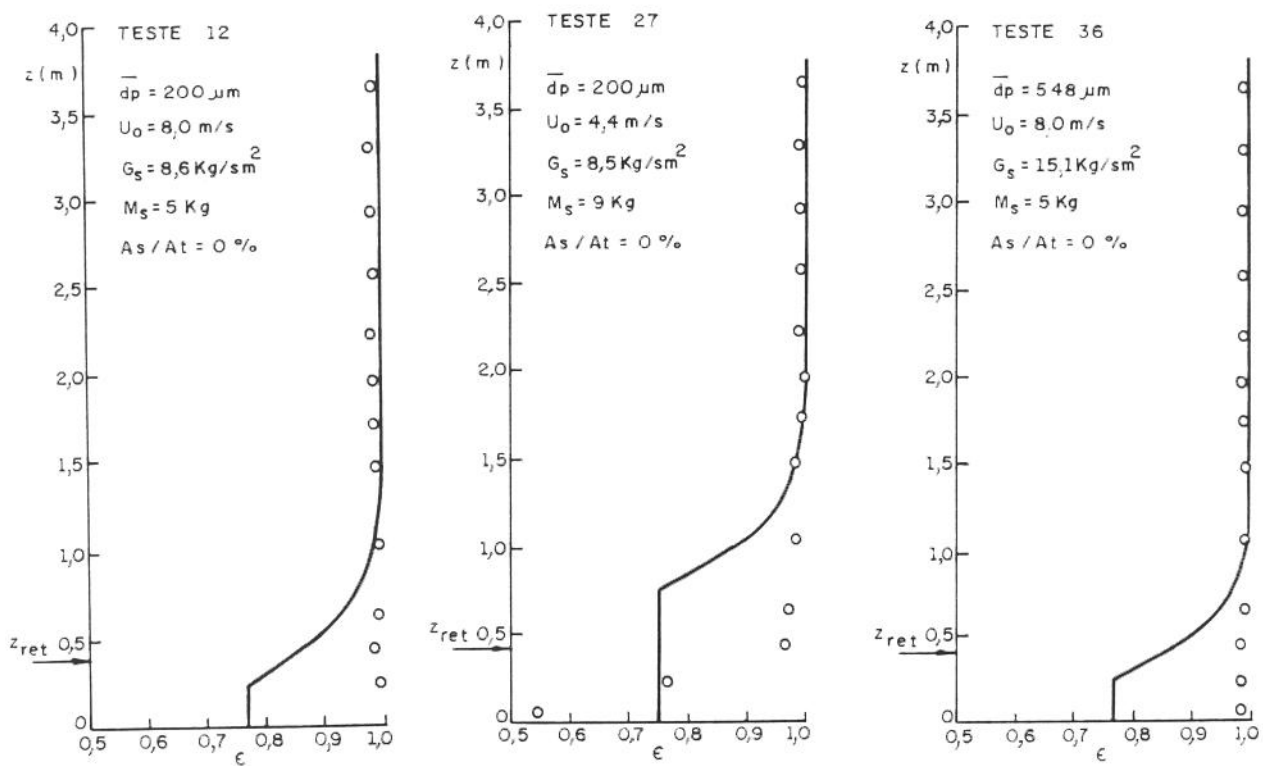


Fig. 5.34a - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios

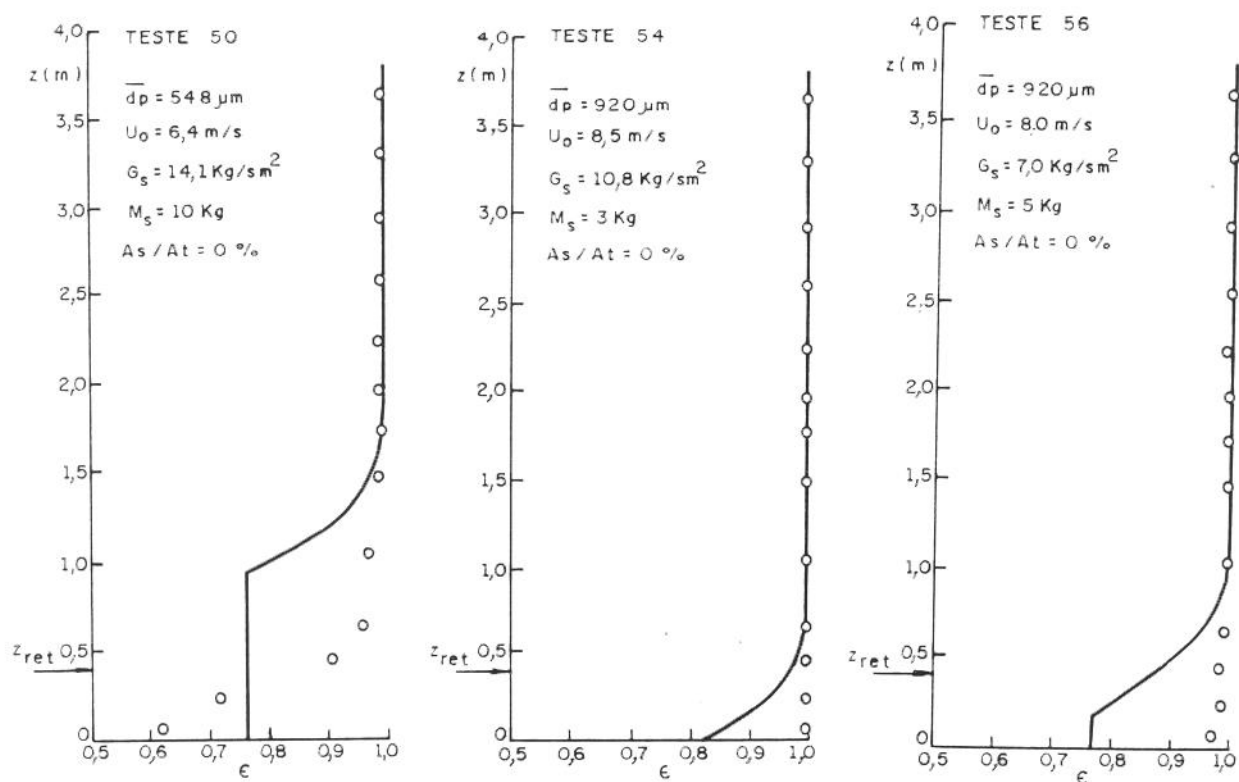


Fig. 5.34b - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios

Observa-se que o modelo apresentou maior aproximação com os dados experimentais de Weinstein et al (1983), Arena et al. (1988) e Grewal et al. (1991) do que com os obtidos neste trabalho. Esta verificação sugere que o modelo aplica-se melhor para partículas finas e fluxo de sólidos recirculado elevados.

5.2.2 - Modelo Matemático Considerando a Injeção de Ar Secundário

A presença do ar secundário induz ao aumento da concentração de sólidos (redução da porosidade) no fundo da coluna principal. Esse fenômeno é observado na Fig. 5.35, onde são comparados dois testes com a mesma descarga de gás total. Observa-se que o efeito da injeção de ar secundário também é sentido abaixo do local da injeção, com o aparecimento de uma região de transição com porosidade variável na direção axial. Esse efeito foi verificado experimentalmente, como se mostrou em 5.1.5, e também relatado por Cho, Namkung, Kim e Park (1994).

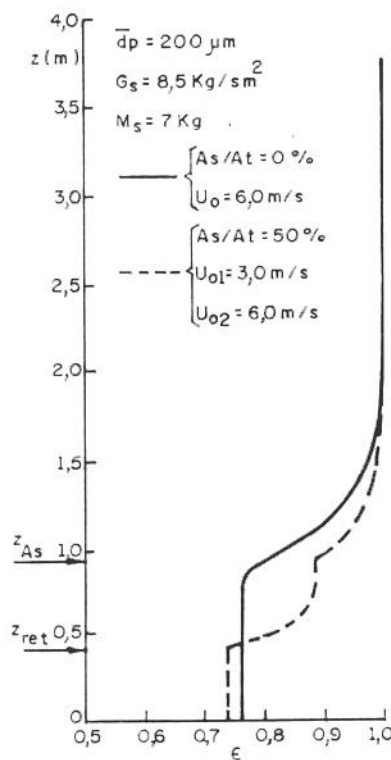


Fig. 5.35 - Efeito da injeção de ar secundário no perfil axial de porosidade

O efeito do inventário pode ser observado na Fig. 5.36, com o aparecimento de uma região densa acima da posição de injeção de ar secundário no teste de maior inventário.

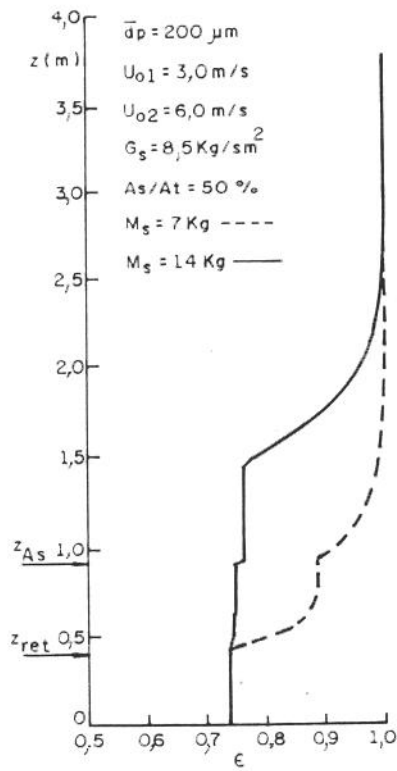


Fig. 5.36 - Efeito do inventário no perfil axial de porosidade com injeção de ar secundário

Os dados experimentais de Cho, Namkung, Kim e Park (1994) foram comparados com o modelo matemático desenvolvido na Fig. 5.37.

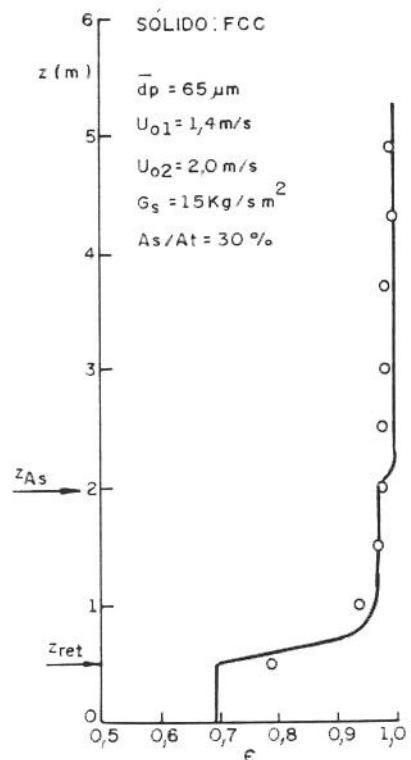


Fig. 5.37 - Comparação do modelo matemático contra os dados experimentais de Cho, Namkung, Kim e Park (1994)

Observa-se que o modelo apresenta um aumento de porosidade na posição de entrada de ar secundário, o que não é sentido nos dados experimentais analisados, sugerindo que o efeito da injeção de ar secundário se dilui numa região suficientemente grande próxima ao local da injeção.

A comparação com resultados experimentais próprios confirma essa observação, como pode ser observado nas Figs. 5.38a e 5.38b. O modelo se ajusta melhor aos dados experimentais com injeção de ar secundário que aos obtidos sem a presença do mesmo, talvez pelo ar secundário favorecer o aumento da concentração de sólidos no fundo da coluna principal, região abaixo da injeção

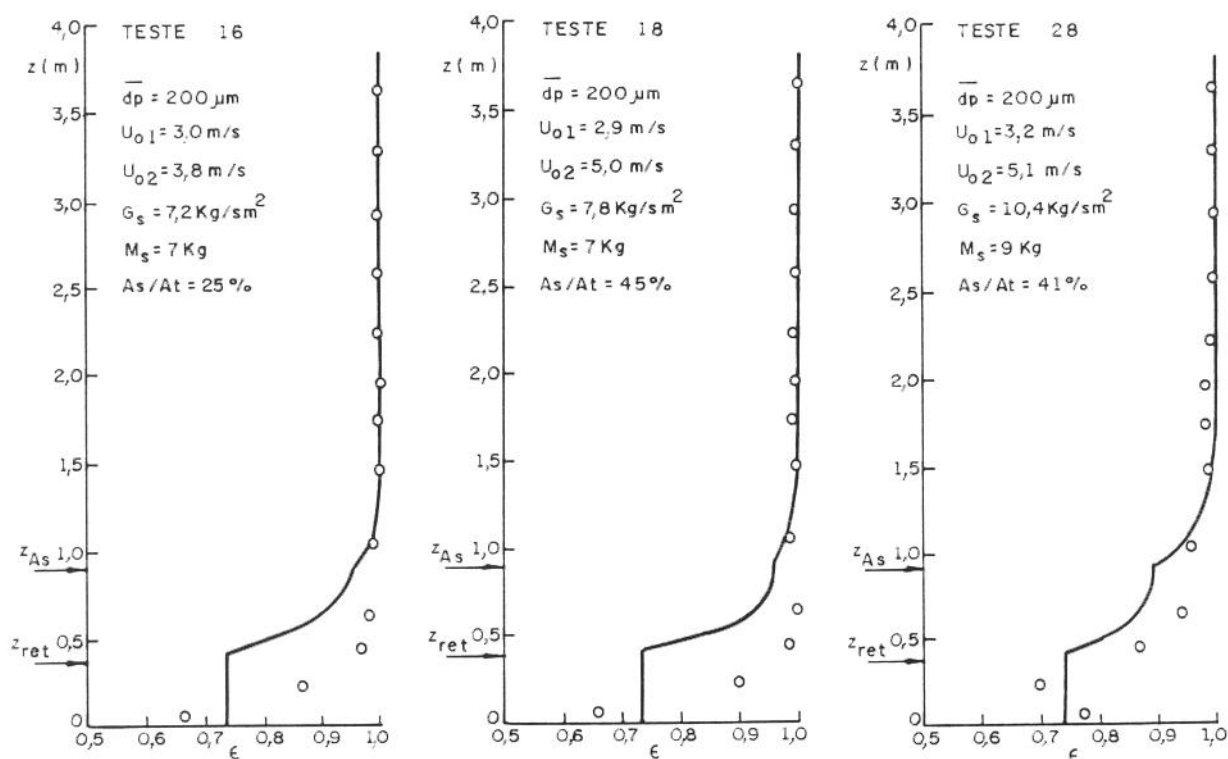


Fig. 5.38a - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes com injeção de ar secundário

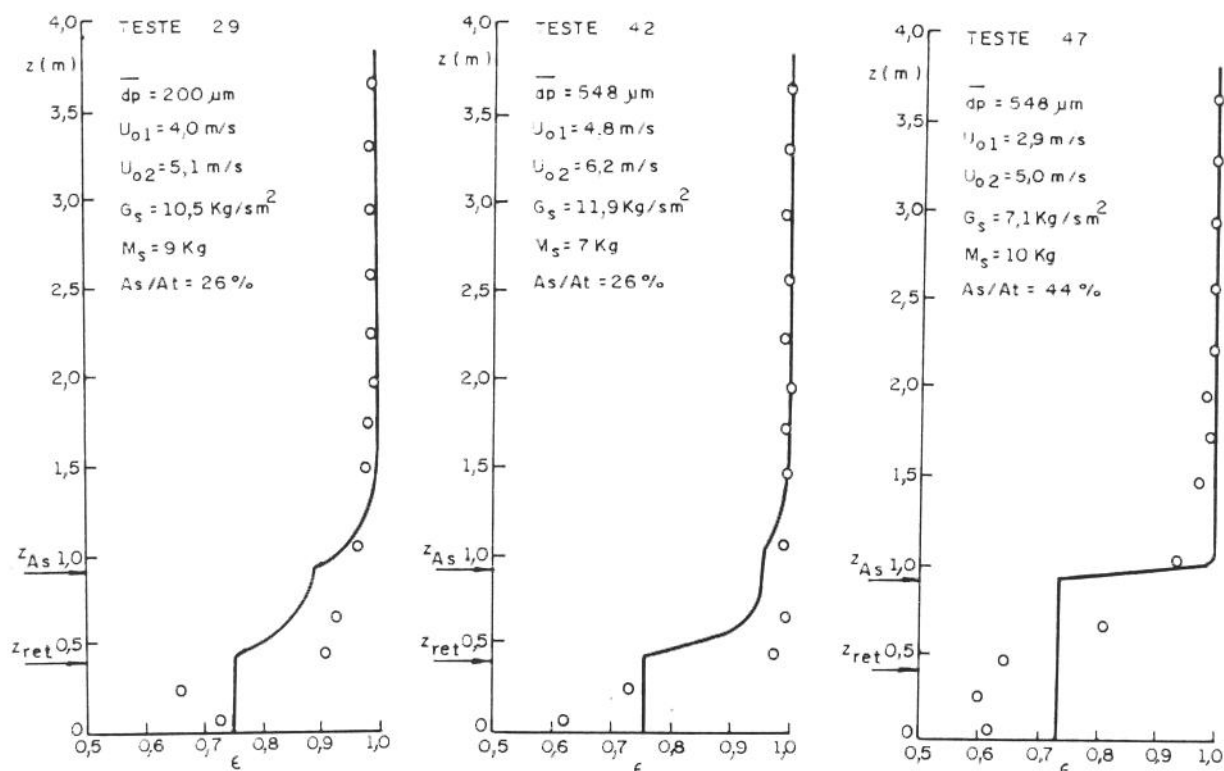


Fig. 5.38b - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes com injeção de ar secundário

5.2.3 - Considerações Sobre o Modelo Matemático

Observa-se que o modelo prevê sistematicamente uma região densa inferior com altura mais elevada do que a obtida experimentalmente. Acredita-se que alguns fatores contribuíram para esse resultado, como:

- Observou-se perda de material sólido pelo ciclone durante os experimentos, principalmente quando eram utilizadas as partículas de menor diâmetro, diminuindo o inventário em até 20%;

- O cálculo da porosidade experimental foi obtido a partir da medida de queda de pressão entre dois pontos na coluna principal, considerando que ela era devida apenas ao peso da coluna de sólidos. Essa consideração despreza os demais componentes que contribuem para a queda de pressão na coluna: aceleração do gás e da partícula, atrito gás-parede e atrito sólido-parede, o que pode levar a valores incorretos de porosidade, principalmente no fundo, próximo ao início da coluna de subida, onde o efeito da aceleração pode não ser desprezível;

- As massas de sólido na seção horizontal da válvula L e na seção cônica na entrada da coluna principal não foram consideradas no modelo, o que contribui para aumentar o valor previsto pelo modelo para a massa de sólidos na coluna principal e na coluna de retorno, e

A queda de pressão na curva de saída da coluna principal e na válvula de amostragem de sólidos não foi considerada no modelo, o que induz à obtenção de queda de pressão maior do que a real na coluna de subida.

São obtidos valores mais elevados do que os experimentais para a porosidade da região diluída superior, devido provavelmente ao retorno de sólidos pela parede, causado pelo efeito de saída da coluna principal. Isso também afeta a região de transição, pois a constante de transferência de massa adotada no modelo depende dos valores de porosidade nas regiões densa inferior e diluída superior. O comprimento da região de transição foi calculado segundo a equação 3.18, admitindo a constante de decréscimo da concentração de sólidos c igual a $4,0 \text{ m}^{-1}$. Observa-se que a redução do valor de c provoca o aumento do comprimento da região de transição L_{tr} , caracterizando perfis onde o fluxo de sólidos é elevado.

As condições operacionais testadas por Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983) são típicas de uma situação onde um menor valor de c seria mais adequado.

A Figura 5.39 mostra a aplicação do modelo adotando $c = 0,5 \text{ m}^{-1}$ e pode-se verificar a melhor aproximação com os dados experimentais do que os mostrados na Fig. 5.31, onde $c = 4,0 \text{ m}^{-1}$.

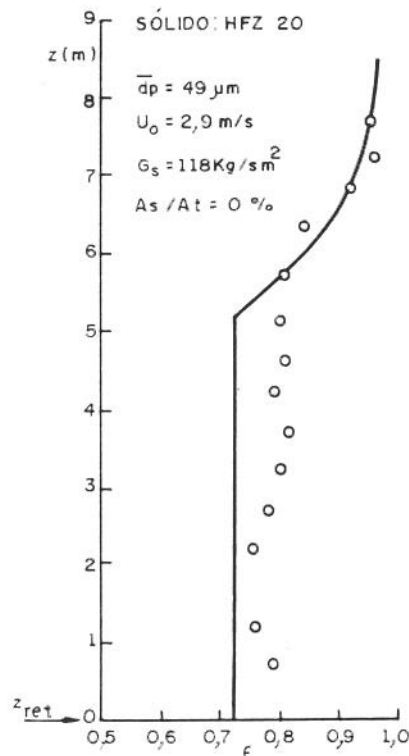


Fig. 5.39 - Comparação do modelo matemático com os dados experimentais de Weinstein, Graff, Meller e Shao (1983)

Para a verificação da influência da queda de pressão na curva de saída da coluna principal foram adotados os dados experimentais como entrada no programa do modelo. As massas de sólido na seção horizontal da válvula L e na seção cônica imediatamente abaixo da posição considerada como $z=0$ na coluna de subida, foram estimadas admitindo porosidade igual a 0,99, por exemplo.

As Figuras 5.40 e 5.41 trazem a verificação desses fatores juntamente com os dados experimentais, respectivamente sem e com injeção de ar secundário. Como se pode observar, elas apresentam uma maior aproximação com os dados experimentais do que as Figs. 5.34 e 5.38, indicando que esses fatores possuem influência significativa na dinâmica do escoamento.

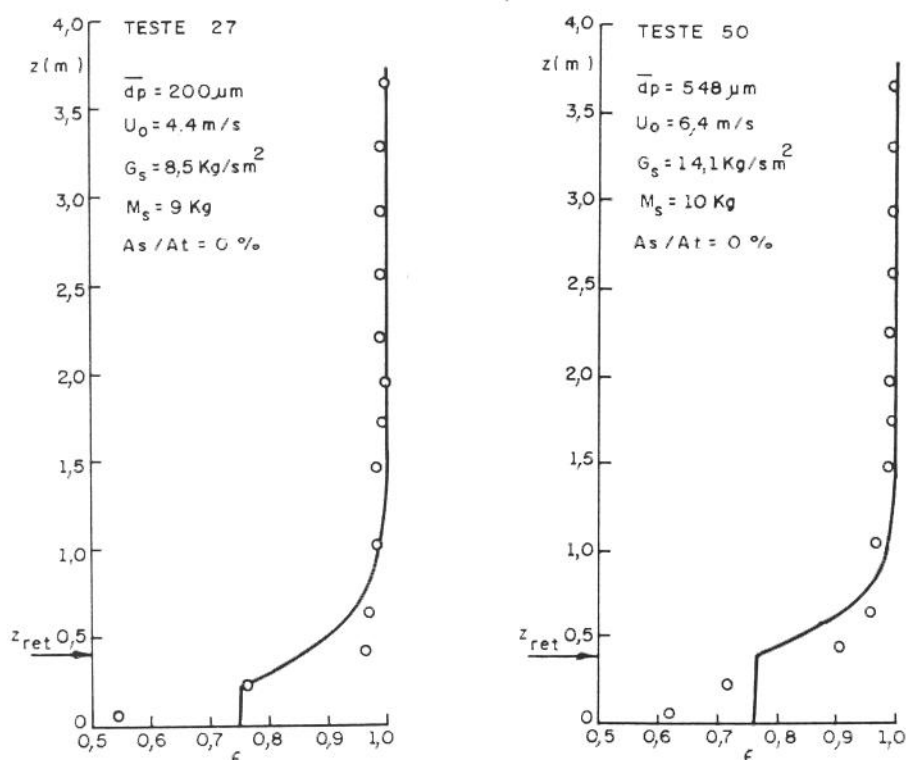


Fig. 5.40 - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes sem injeção de ar secundário

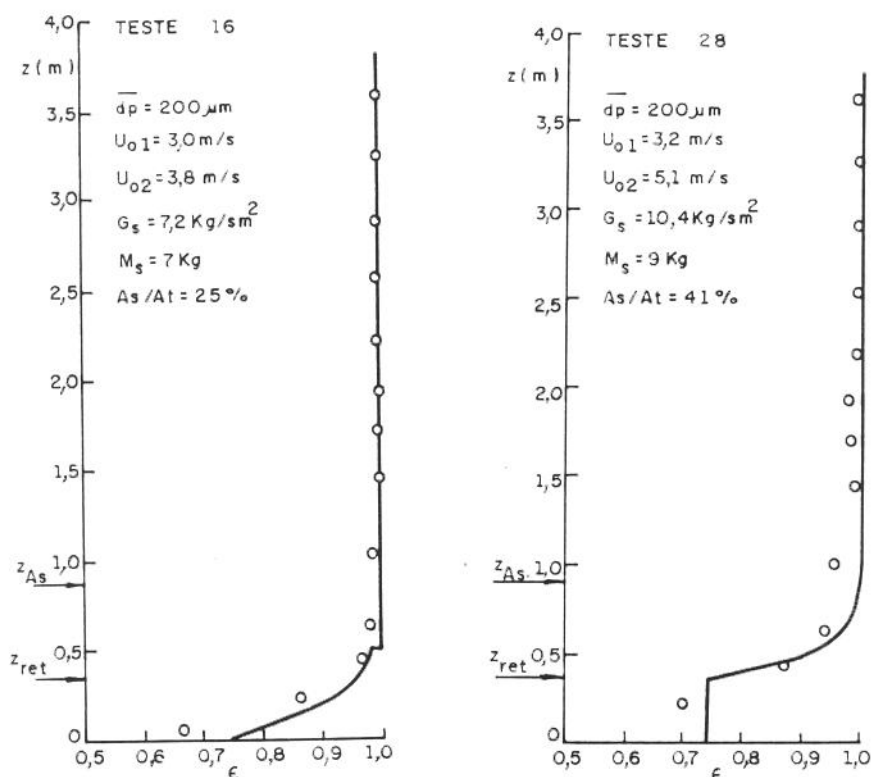


Fig. 5.41 - Comparação do modelo matemático com resultados experimentais próprios - Testes com injeção de ar secundário - Verificação de fatores de ajuste

Observa-se que uma melhor aproximação com os dados experimentais também seria obtida quando se considera a região densa inferior com porosidade variável. Uma estimativa do efeito dessa hipótese foi realizada para o teste 50, adotando-se como altura da região densa a metade do valor fornecido pelo balanço de pressão e estendendo lentamente o perfil da porosidade de modo que o balanço de massa e de pressão continuassem satisfeitos. A figura 5.42 mostra o resultado dessa aproximação, confirmando o melhor ajuste com os dados experimentais.

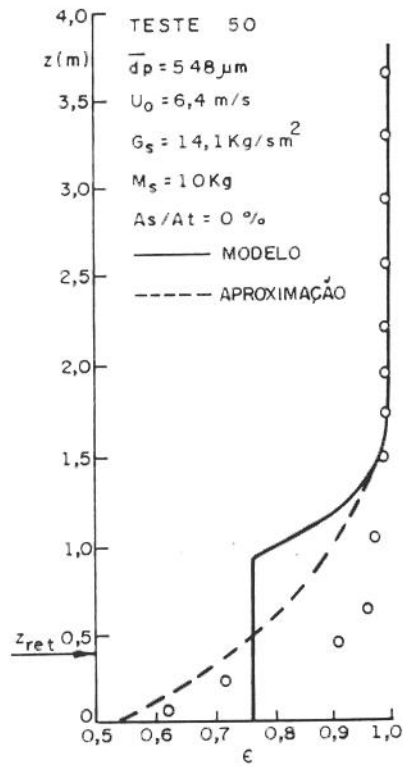


Fig. 5.42 - Comparação dos resultados experimentais com o modelo, alterado o comprimento da região densa inferior L_{den}

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Os processos que envolvem fluidização em leito circulante possuem um grande número de vantagens sobre os leitos densos ou borbulhantes pois apresentam normalmente uma maior superfície específica do sólido, combinada com uma elevada recirculação interna. Essas características favorecem significativamente os coeficientes de transferência de calor e massa, promovendo uma temperatura mais uniforme no leito e permitindo que as reações possam ocorrer numa condição mais definida e controlada.

Apesar dessas vantagens, ainda hoje o desenvolvimento de tais processos está baseado em fatores empíricos devido à falta de conhecimento acerca da fenomenologia do processo e da sua correspondente simulação matemática, sendo necessários estudos que permitam a análise mais detalhada de sistemas operando com leito fluidizado circulante, começando pela fluidodinâmica do processo.

Os dados experimentais disponíveis na literatura indicam que as principais características da dinâmica do escoamento na coluna de subida do sistema são:

- . Presença de região densa inferior;
- . Escoamento anular com zona densa próxima à parede e zona central diluída, e
- . Influência do ciclone e da válvula de recirculação sobre o perfil da concentração de sólidos.

A injeção de ar secundário ainda não foi devidamente estudada, apesar de sua importância no controle da emissão de poluentes atmosféricos em combustores circulantes. Observações experimentais indicam que a presença do ar secundário induz ao aumento da concentração de sólidos no fundo da coluna principal e do tempo de residência.

Neste trabalho foram estudados o ciclone e a válvula de recirculação, sendo propostas correlações para a queda de pressão nesses equipamentos a partir dos resultados experimentais levantados. Estudou-se também a influência da injeção de ar secundário na fluidodinâmica do processo. Estas informações são necessárias para os estudos de modelagem e não estavam disponíveis para os pesquisadores que a eles se dedicaram.

Foram realizados experimentos utilizando areia com diâmetros: 200, 548 e 920 μm , com distribuição granulométrica bastante estreita. Também foram realizados testes com a mistura das partículas de 200 e 920 μm , caracterizando-se um quarto diâmetro médio, de 535 μm , próximo ao diâmetro da partícula média

testada, 548 μm . As relações ar secundário / ar total testadas ficaram na faixa de 0 a 45%.

A medida da pressão estática em todo o sistema permitiu a obtenção da queda de pressão em cada componente do "loop", além do perfil de porosidade na coluna principal.

A análise dos resultados experimentais permitiu as seguintes conclusões:

- . O aumento do diâmetro da partícula causa um aumento na concentração de sólidos no fundo da coluna principal e a redução do fluxo de sólidos recirculado;

- . O aumento do inventário de sólidos induz à elevação da região densa inferior, resultado do balanço de pressão no "loop" do sistema circulante;

- . O aumento da velocidade superficial do gás provoca a redução da concentração de sólidos no fundo da coluna principal, e seu aumento no topo, o que se reflete num aumento do fluxo de sólidos recirculado;

- . A presença de material sólido com distribuição granulométrica numa faixa ampla provoca o acúmulo das maiores partículas no fundo da coluna de subida e a recirculação predominante das partículas menores;

- . A injeção de ar secundário induz ao aumento da concentração de sólidos abaixo da posição de entrada do ar secundário, corroborando resultados de outros autores, à redução da queda de pressão na coluna de retorno e ao aumento do fluxo de sólidos recirculado, o que pode ser melhor observado com inventários maiores;

- . A operação do sistema mostrou ser o funcionamento da válvula L bastante sensível à variação de vazão do ar de injeção e que esse deveria ser sempre pressurizado. Observou-se ainda que a condição operacional ótima era específica para cada diâmetro de partícula, e que a quantidade de ar necessária à recirculação era desprezível se comparada às outras necessidades do sistema, exceto para a partícula de 920 μm , na qual a descarga de ar na válvula representou até 8% da descarga total de gás no sistema;

- . As partículas menores necessitam de uma descarga de ar menor na válvula para que ocorra o escoamento de sólidos, o que concorda com os trabalhos da literatura;

- . Na operação do leito com a mistura de partículas, necessitava-se de uma menor descarga de ar para operar a válvula L relativamente à operação com

diâmetro uniforme, o que ocorreu à predominância de partículas menores na seção de recirculação, e

. As correlações da literatura para a queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone não se aplicaram aos dados experimentais.

Este trabalho procurou contribuir no levantamento exaustivo de dados experimentais relativos à coluna principal e seção de retorno do sistema circulante.

A análise dos modelos propostos na literatura mostra que as tentativas ainda são frustradas pelo conhecimento relativamente escasso sobre a fenomenologia do escoamento. A consideração da injeção de ar secundário traz dificuldades adicionais. A proposição de modelos que dependem de um número significativo de parâmetros empíricos de ajuste confirma o grau de desconhecimento do fenômeno.

O modelo desenvolvido neste trabalho leva em conta a injeção de ar secundário e descreve a dinâmica do escoamento no leito fluidizado circulante, considerando basicamente a presença de uma região densa inferior, uma região diluída superior, e o fluxo descendente de sólidos pela parede, responsável pelo aparecimento de uma zona anular concentrada e de uma zona central diluída. O modelo utiliza apenas a constante de transferência de massa centro-ânulo como parâmetro de ajuste entre as regiões densa inferior e diluída superior.

Procurou-se manter o modelo simples, visando permitir a identificação direta dos parâmetros e variáveis de interesse e minimizar a utilização de fatores de ajuste. O conhecimento crescente do escoamento deverá permitir o aperfeiçoamento gradativo do modelo, até que se possa passar à modelagem a partir das equações fundamentais.

A modelagem foi feita levando em conta que o comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado circulante é função do balanço de pressão global ao longo do circuito, fato não levado em consideração por alguns pesquisadores.

A modelagem matemática desenvolvida previu, sistematicamente, valores mais elevados que os obtidos experimentalmente para a altura da região densa inferior. O modelo se ajusta melhor aos dados experimentais com injeção de ar secundário, talvez devido ao aumento da concentração de sólidos no fundo da coluna, ocasionado pela presença desse ar adicional.

Como sugestões para trabalhos futuros, propõem-se:

- . Estudo experimental da distribuição da porosidade radial visando obter a caracterização das zonas central e anular ao longo da altura do reator;
- . Análise da eventual formação de aglomerados através do estudo da sua forma, tamanho e movimentação;
- . Estudo do efeito da geometria da saída da coluna principal;
- . Estudo experimental da queda de pressão entre a entrada e a base do ciclone numa faixa mais extensa de concentrações;
- . Estudo do efeito da geometria, propriedades do sólido e vazão do ar de injeção na válvula L, e
- . Estudo do efeito na fluidodinâmica da injeção de ar através de um sistema tipo Venturi na base da coluna principal.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARASTOPOUR, H., GIDASPOW, D., 1979, "Analysis of IGT Pneumatic Conveying Data and Fast Fluidization Using a Thermohydrodynamic Model", *Powder Technology*, Vol. 22, pp. 77-87.

ARENA, U., CAMMAROTA, A., MARZOCHELLA, A., MASSIMILLA, L., 1989, "Solids Flow Structures in a Two-Dimensional Riser of a Circulating Fluidized Bed", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 22 (3), pp. 236-241.

ARENA, U., CAMMAROTA, A., MASSIMILLA, L., PIROZZI, D., 1988, "The Hydrodynamic Behavior of Two Circulating Fluidized Bed Units of Different sizes", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 223-230.

ARENA, U., CAMMAROTA, A., PISTONE, L., 1986, "High Velocity Fluidization Behavior of Solids in a Laboratory Scale Circulating Bed", *Circulating Fluidized Bed Technology*, Basu, P. (ed.), Pergamon Press, pp. 119-125.

AVIDAN, A.A., YERUSHALMI, J., 1982, "Bed Expansion in High Velocity Fluidization", *Powder Technology*, Vol. 32, p. 223-226.

BADER, R., FINDLAY, J., KNOWLTON, T.M., 1988, "Gas/solids Flow Patterns in a 30.5-cm-Diameter Circulating Fluidized Bed", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 223-230.

BAEYENS, J., GELDART, D., 1986, *Journal of Powder and Bulk Solids Technology*, Vol. 4 (4), citado em Geldart, D., *Gas Fluidization Technology*, John Wiley & Sons Ltd.

BAI, D.R., JIN, Y., YU, Z.Q., ZHU, J.X., 1992, "The Axial Distribution of the Cross-Sectionally Averaged Voidage in Fast Fluidized Beds", *Powder Technology*, Vol. 71, pp. 51-58.

BEECKMANS, J.M., MORIN, B., 1987, "The Effect of Particulate Solids on Pressure Drop Across a Cyclone", *Powder Technology*, Vol. 57, pp. 227-232.

BERRUTI, F., KALOGERAKIS, N., 1989, "Modeling the Internal Flow Structure of Circulating Fluidized Beds", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 67, pp. 1010-1014.

BREAULT, R.W., 1985, "Hydrodynamic Characteristics and Coal Combustion Modeling of a High Velocity Fluidized Bed", *Tese de doutorado*, University of New Hampshire, 243 pp.

BRERETON, C.M.H., GRACE, J.R., YU, J., 1988, "Axial Gas Mixing in a Circulating Fluidized Bed", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 307-314.

BRERETON, C.M.H., STROMBERG, L., 1986, "Some Aspects of the Fluid Dynamic Behavior of Fast Fluidized Beds", *Circulating Fluidized Bed Technology*, Basu, P. (ed.), Pergamon Press, pp. 133-144.

CHANG, H., LOUGE, M., 1992, "Fluid Dynamic Similarity of Circulating Fluidized Beds", *Powder Technology*, Vol. 70, pp. 259-270.

CHO, Y.J., NAMKUNG, W., KIM, S.D., PARK, S., 1994, "Effect of Secondary Air Injection on Axial Solid Holdup Distribution in a Circulating Fluidized Bed", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 27 (2), pp. 158-164.

CHOI, J.H., YI, C.K., SON, J.E., 1990, "Axial Voidage Profile in a Cold Mode Circulating Fluidized Bed", *Proceedings of the 3rd Int. Conf. on Circulating Fluidized Beds*, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.9.1-4.9.6.

COMAS, M., COMAS, J., CHETRIT, C., CASAL, J., 1991, "Cyclone Pressure Drop and Efficiency With and Without an Inlet Vane", *Powder Technology*, Vol. 66, pp. 143-148.

DA SILVA, M.G.C., 1994, "Desenvolvimento de Unidade Experimental de Leito Fluidizado Circulante para o Estudo do Processo de Remoção de SO₂ na Combustão de Carvão Mineral com a Adição de Calcário", Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, FEM, 229 pp.

DA SILVA, M.G.C., GOLDSTEIN JR., L., PÉCORA, A.A.B., 1992, "Controle da Emissão de Óxidos de Enxofre na Queima de Combustíveis Sólidos em Leito Fluidizado: O Estado da Arte", 1^o Seminário sobre Meio Ambiente, IBP, Rio de Janeiro.

DAVIDSON, J.F., CLIFT, R., HARRISON, D., 1985, "Fluidization", Academic Press, London, 2nd edition.

DRY, R.J., 1987, "Radial Particle Size Segregation in a Fast Fluidized Bed", *Powder Technology*, Vol. 52, pp. 7-16.

ERGUN, S., 1952, *Chemical Engineering Progress*, Vol. 48, p. 89, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

GELDART, D., 1973, "Types of Gas Fluidization", Powder Technology, Vol. 7, pp. 285-292.

GELDART, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd..

GELDART, D., JONES, P., 1991, "The Behaviour of L-Valves With Granular Powders", Powder Technology, Vol. 67, pp. 163-174.

GIDASPOW, D., 1976, "Hyperbolic Compressible Two-Phase Flow Equations Based on Stationary Principles and Fick's Law", Proceedings of the Two-Phase Flow and Heat Transfer Symposium Workshop, Hemisphere Publishing Corp., Vol. 1, citado em Breault, R.W., 1985, "Hydrodynamic Characteristics and Coal Combustion Modeling of a High Velocity Fluidized Bed", Tese de Doutorado, University of New Hampshire.

GIDASPOW, D., TSUO, Y.P., LUO, K.M., 1989, "Computed and Experimental Cluster Formation and Velocity Profiles in Circulating Fluidized Beds", VI International Conference on Fluidization, Grace, J.R., Shemilt, L.W., Bergougnou, M.A. (eds.), pp. 81-88.

GRACE, J.R., 1984, "Gas Fluidization Course", Center for Prof. Advancement, New Jersey, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

GRACE, J.R., BRERETON, C.M.H., LIM, C.J., LEGROS, R., SHAO, J., SENIOR, R.C., WU, R.L., MUIR, J.R., ENGMAN, R., 1989, "Circulating Fluidized Bed Combustion of Western Canadian Fuels", Final Report, prepared for Energy Mines and Resources Canada under contract 52ss.23440-7-9136.

GRACE, J.R., LIM, C.J., BRERETON, C.M.H., CHAOUKI, J., 1987, "Circulating Fluidized Bed Reactor Design and Operation", Sādhanā, Vol. 10, pp. 35-48.

GREWAL, N.S., MAUREER, R.D., FOX, W., 1991, "Axial Particle Loading in a Circulating Fluidized Bed", Fluidized Bed Combustion, ASME, pp. 317-323.

GUARDANI, R., 1989, "Caracterização Fluidodinâmica e Modelagem Matemática de Reator de Leito Fluidizado Circulante", Tese de Doutorado, Escola Politécnica da USP, DEQ, 309 pp.

HARTGE, E.U., LI, Y., WERTHER, J., 1986, "Analysis of the Local Structure of the Two Phase Flow in a Fast Fluidized Bed", Circulating Fluidized Bed Technology, Basu, P. (ed.), Pergamon Press, pp. 329-339.

HARTGE, E.U., RENSNER, D., WERTHER, J., 1988, "Solids Concentration and Velocity Patterns in Circulating Fluidized Beds", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, J.F. Large e P. Base (eds.), Pergamon Press, pp. 165-180.

HONGZHONG, L., KWAUK, M., 1991, "Hydrodynamics of the V-valve", *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. 69, part A, pp. 355-360.

HORIO, M., MORISHITA, K., TACHIBANA, O., MURATA, N., 1988, "Solid Distribution and Movement in Circulating Fluidized Beds", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, J.F. Large e P. Base (eds.), Pergamon Press, pp.147-154.

HORIO, M., TAKEI, Y., 1990, "Macroscopic Structure of Recirculating Flow of Gas and Solid in Circulating Fluidized Beds", *Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Bed*, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.15.1-4.15.6.

HOWARD, J.R., 1989, "Fluidized Bed Technology - Principles and Applications", 1st ed., Adam Hilger ed.

INSTITUTE OF GAS TECHNOLOGY, 1978, Dept. of Energy Contract FE 2286-32, citado em Klinzing, G.E., "Gas-Solid Transport", 1981, Mc-Graw-Hill Book Company.

ISHII, H., NAKAJIMA, T., HORIO, M., 1989, "The Clustering Annular Flow Model of Circulating Fluidized Beds", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 22 (5), pp. 484-490.

JONES, D.R.M., DAVIDSON, J.F., 1965, *Rheol. Acta*, 4, p.180,citado em Yang, W.C., Knowlton, T.M., 1993, "L-Valve Equations", *Powder Technology*, Vol. 77, pp. 49-54.

KATO, K., SHIBASAKI, H., TAMURA, K., ARITA, S., WANG, C., TAKARADA, T., 1989, "Particle Holdup in a Fast Fluidized Bed", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 22 (2), pp. 130-136.

KATO, K., TAKARADA, T., TAMURA, T., NISHINO, K., 1990, "Particle Hold-up in a Circulating Fluidized Bed", *Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds*, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.11.1-4.11.6.

KEFA, C., JIANREN, F., ZHONGYANG, L., JIANHUA, Y., MINGJIANG, N., 1988, "The Prediction and Measurement of Particle Behavior in Circulating Fluidized Beds", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, J.F. Large e P. Base (eds.), Pergamon Press, pp. 27-31.

KEHOE, P.W.K., DAVIDSON, J.F., 1971, Inst. Chem., Eng., Symp. Ser., Vol. 33, p.97, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

KLINZING, G.E., 1981, "Gas-Solid Transport", McGraw-Hill Book Company.

KNOWLTON, T.M., 1988, "Nonmechanical Solids Feed and Recycle Devices for Circulating Fluidized Beds", Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 175-181.

KNOWLTON, T.M., HIRSAN, I., 1978, "L-Valves Characterized for Solids Flow", Hydrocarbon Processing, March, pp. 149-156.

KUDO, K., TANIGUCHI, H., KANEDA, H., YANG, W.J., ZHANG, Y.Z., GUO, K.H., MATSUMARA, M., 1990, "Flow and Heat Transfer Simulation in Circulating Fluidized Beds", Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan.

KUNII, D., LEVENSPIEL, O., 1977, "Fluidization Engineering", John Wiley & Sons Ltd..

KUNII, D., LEVENSPIEL, O., 1990, "Flow Modeling of Fast Fluidized Beds", Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.7.1-4.7.8.

KWAUK, M., WANG, N., LI, Y., CHEN, B., SHEN, Z., 1986, "Fast Fluidization at ICM", Circulating Fluidized Bed Technology, Basu, P. (ed.), Pergamon Press.

LANNEAU, K.P., 1960, Transactions Institution of Chemical Engineers, Vol. 38, p. 125, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

LEE, Y.Y., HYPPANEN, T., 1989, "A Coal Combustion Model for Circulating Fluidized Bed Boilers", Proceedings of the 10th Int. Conf. on Fluidization, San Francisco, pp. 753-764.

LEUNG, L.S., "1980, "Vertical Pneumatic Conveying: a Flow Regime Diagram and a Review of Choking Versus Non-Choking Systems", Powder Technology, Vol. 25, pp. 185-190.

LEUNG, L.S., CHONG, Y.O., LOTTES, J., 1987, "Operation of V-Valves for Gas-Solid Flow", Powder Technology, Vol. 49, pp. 271-276.

LEWIS, W.K., GILLILAND, E.R., LANG, P.M., 1962, Chemical Engineering Progress Symposium Series, Vol. 58 (38), pp. 65-76, citado em Yang, W.C., 1988, "A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop", Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp 181-191.

LI, H., XIA, Y., TUNG, Y., KWAUK, M., 1991, "Micro-Visualization of Clusters in a Fast Fluidized Bed", Powder Technology, Vol. 66, pp. 231-235.

LI, J., TUNG, Y., KWAUK, M., 1988, "Axial Voidage Profiles of Fast Fluidized Beds in Different Operating Regions", Circulating Fluidized Bed Technology II, P. Basu and J.F. Large (eds.), Pergamon Press, New York, pp. 8-15.

LI, Y., CHEN, B., WANG, F., WANG, Y., KWAUK, M., 1981, "Rapid Fluidization", International Chemical Engineering, Vol. 21 (4), pp. 670-678.

LI, Y., KWAUK, M., 1980, Chemical Metallurgy, Vol. 4 (20), citado em Zhang, H., Xie, Y., Chen, Y., Hasatani, M., 1990, "Mathematical Modelling for Longitudinal Voidage Distribution of Fast Fluidized Bed", Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.13.1-4.13.6.

LI, Y., KWAUK, M., 1980, Proceedings of Fluidization III, Engineering Foundation, pp.537-544, citado em Kato, K., Shibasaki, H., Tamura, K., Arita, S., Wang, C., Takarada, T., 1989, "Particle Holdup in a Fast Fluidized Bed", Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 22 (2), pp. 130-136.

LI, Y., KWAUK, M., 1982, "The Dynamics of Fast Fluidization", citado em "Fluidization", 1982, Grace, J.R., Matsen, J.M. (eds.), Plenum Press, New York.

LOUGE, M., LISCHER, D.J., CHANG, H., 1990, "Measurements of Voidage Near the Wall of a Circulating Fluidized Bed Riser", Powder Technology, Vol. 62, pp. 269-276.

MANNO, V.P., REITSMA, S.H., 1991, "A Fluid Dynamic Model of a Circulating Fluidized Bed", Proceedings of the 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion, pp. 1431-1437.

MASSIMILLA, L., 1973, AIChE Symposium Series, Vol. 69 (128), p. 11, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

MATSEN, J.M., 1982, "Mechanisms of Choking and Entrainment", Powder Technology, Vol. 32, pp. 21-33.

MATSEN, J.M., 1988, "The Rise and Fall of Recurrent Particles: Hydrodynamics of Circulation", Circulating Fluidized Bed Technology II, Basu, P., Large, J.F. (eds.), Pergamon Press, New York, pp. 3-11.

McCABE, W.L., SMITH, J.C., 1976, "Unit Operations of Chemical Engineering", 3rd edition, McGraw-Hill, New York.

MORI, S., LIU, D., KATO, K., KOBAYASHI, E., 1992, "Flow Regimes and Critical Velocity in a Circulating Fluidized Bed", Powder Technology, Vol. 70, pp. 223-227.

MORI, S., YAN, Y., KATO, K., MATUBARA, K., LIU, D., 1990, "Hydrodynamics of Circulating Fluidized Bed", Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.5.1-4.5.6.

NAKAMURA, K., CAPES, C.E., 1973, "Vertical Pneumatic Conveying: A Theoretical Study of Uniform and Annular Particle Flow Models", The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 51, pp. 39-46.

OZAWA, M., TOBITA, S., MII, T., TOMOYASU, Y., 1990, "Flow Pattern and Flow Behavior of Solid Particles in L-Valve", Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 7.6.1-7.6.6.

PAGLIUSO, J.D., 1987, "Comportamento Fluidodinâmico de Xisto Britado e Areia de Quartzo em Leito Fluidizado Rápido", Tese de Mestrado, EESC/USP, Brasil.

PEÇANHA, R.P., MASSARANI, G., 1986, "Dimensão Característica e Forma de Partículas", Anais do XIV Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, Campinas, pp. 302-312.

PÉCORA, A.A.B., GOLDSTEIN JR., L., LOMBARDI, G., PAGLIUSO, J.D., 1991, "Development of a Nonmechanical Solids Particulate Feed Device", Congreso Latinoamericano de Transferencia de Calor y Materia, Oct 28-31, La Serena, Chile, pp. 29-32.

PERRY, R.H., GREEN, D.W., MALONEY, J.O., 1984, "Perry's Chemical Engineers Handbook", 6th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.

PETTYJOHN, E.A., CHRISTIANSEN, E.B., 1948, "Effect of Particle Shape on Free-Settling Rates of Isometric Particles", Chemical Engineering Progress, Vol. 44, p.156, citado em Massarani, G., 1984, "Problemas em Sistemas Particulados", Editora Edgarg Blücher LTDA, São Paulo.

PLACE, W.J., 1985, "Fluidized Beds - Here to Stay and Experiencing Growth Every Day", Riley Stoker Corporation Presentation Document (RST51), citado em Reitsma, S.H., 1990, "A Fluid Dynamic Model of a Circulating Fluidized Bed", Master of Science Thesis, Tufts University.

PUNWANI, D.V., MODI, M.V., TARMAN, P.B., 1976, Proceedings of International Powder and Bulk Solids Handling and Processing Conference, Powder Advisory Center, Chicago, citado em Leung, L.S., 1980, "Vertical Pneumatic Conveying: A Flow Regime Diagram and a Review of Choking Versus Non-Choking Systems", Powder Technology, Vol. 25, pp. 185-190.

REH, L., 1971, "Fluidized Bed Processing", Chemical Engineering Progress, Vol. 67 (2), pp. 58-63.

REH, L., 1968, Chemical Engineering Technology, Vol. 40, p. 509, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

REITSMA, S.H., 1990, "A Fluid Dynamic Model of a Circulating Fluidized Bed", Master of Science Thesis, Tufts University, 139 pp.

RHODES, M.J., 1990, "Modelling the Flow Structure of Upward-Flowing Gas-Solids Suspensions", Powder Technology, Vol. 60, pp. 27-38.

RHODES, M.J., GELDART, D., 1986, "The Hydrodynamics of Recirculating Fluidized Beds", Circulating Fluidized Bed Technology, Basu, P. (ed.), Pergamon Press, pp. 193-200.

RHODES, M.J., GELDART, D., 1987, "A Model for the Circulating Fluidized Bed", Powder Technology, Vol. 53, pp. 155-162.

RHODES, M.J., GELDART, D., 1989, "The Upward Flow of Gas/Solid Suspensions", Chem. Eng. Res. Des., Vol. 67, pp. 20-29.

RHODES, M.J., HIRAMA, T., GERUTTI, G., GELDART, D., 1989, "Non-Uniformities of Solids Flow in the Risers of Circulating Fluidized Beds", VI International Conference on Fluidization, May 5-12, Banff, Canada, Grace, J.R., Shemilt, L.W., Bergougnou, M.A. (eds.), pp. 73-80.

RHODES, M.J., LAUSSMANN, P., VILLAIN, F., GELDART, D., 1988, "Measurement of Radial and Axial Solids Flux Variations in the Riser of a Circulating Fluidized Bed", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 155-164.

SCHNITZLEIN, M.G., 1987, Ph.D. Dissertation, City University of New York, citado em Cho, Y., Namkung, W., Kim, S.D., Park, S., 1994, "Effect of Secondary Air Injection on Axial Solid Holdup Distribution in a Circulating Fluidized Bed", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 27 (2), pp. 158-164.

SHEPHERD, C.D., LAPPLE, C.E., 1939, "Flow Pattern and Pressure Drop", *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 31 (8), pp. 972-984.

SIMBECK, D.R., VEJTASA, S.A., 1989, "Status of Technology and Markets for Atmospheric Fluidized Bed Combustion", *Proceedings of the 10th Int. Conf. on CFB*, San Francisco, pp. 169-173.

STUBINGTON, J.F., BARRET, D., LOWRY, G., 1984, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 62, pp. 173-178, citado em Souza Santos, M.L., "1988, "Modelling and Simulation of Fluidized Bed Boilers and Gasifiers for Carbonaceous Solids", Tese de Doutorado, University of Sheffield.

SUBBARAO, D., 1986, "Clusters and Lean-Phase Behavior", *Powder Technology*, Vol. 46, pp. 101-107.

TAKEUCHI, H., HIRAMA, T., CHIBA, T., BISWAS, J., LEUNG, L.S., 1986, "A Quantitative Definition and Flow Regime Diagram for Fast Fluidization", *Powder Technology*, Vol. 47, pp. 195-199.

TARDIN JR., P.R., GOLDSTEIN JR. L., 1993, "Considerações Sobre o Desempenho de um Ciclone Operando em um Leito Fluidizado Circulante a Frio", 2^o Seminário sobre Meio Ambiente, IBP, Rio de Janeiro, pp. 72-78.

TOOMEY, R.D., JOHNSTONE, H.F., 1953, *Chemical Engineering Symposium Series*, Vol. 49, p.51, citado em Rhodes, M.J., Geldart, D., 1987, "A Model for the Circulating Fluidized Bed", *Powder Technology*, Vol. 53, pp. 155-162.

TSUO, Y.P., GIDASPOW, D., 1990, "Computation of Flow Patterns in Circulating Fluidized Beds", *AIChE Journal*, Vol. 36 (6), pp. 885-896.

WANG, X.S., GIBBS, B.M., 1980, "Hydrodynamics of a Circulating Fluidized Bed With Secondary Air Injection", *Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds*, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.6.1-4.6.6.

WEINSTEIN, H., GRAFF, R.A., MELLER, M., SHAO, M.J., 1983, "The Influence of the Imposed Pressure Drop Across a Fast Fluidized Bed", Fluidization IV, Int. Conference on Fluidization, Kunii, D., and Toei, R. (eds.), Japan.

WEINSTEIN, H., MELLER, M., SHAO, M.J., PARISI, R.J., 1984, "The Effect of Particle Density on Holdup in a Fast Fluidized Bed", AIChE Symposium Series, Vol. 80 (234), pp. 52-59.

WEINSTEIN, H., SHAO, M., SCHNITZLEIN, M., 1986, "Radial Variation in Solid Density in High Velocity Fluidization", Circulating Fluidized Bed Technology, Basu, P. (ed.), Pergamon Press, pp. 201-206.

WEINSTEIN, H., SHAO, M., WASSERZUG, L., 1984, "Radial Solid Density Variation in a Fast Fluidized Bed", AIChE Symposium Series, Vol. 80 (241), pp. 117-121.

WEN, C.Y., CHEN, L.H., 1982, "Fluidized Bed Freeboard Phenomena: Entrainment and Elutriation", AIChE Journal, Vol. 28 (1), pp. 117-128.

WEN, C.Y., YU, Y.H., 1966, AIChE Journal, Vol. 12, p.610, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

WIRTH, K.E., 1988, "Axial Pressure Profile in Circulating Fluidized Beds", Chem. Eng. Technology, Vol. 11, pp. 11-17.

WIRTH, K.E., SEITER, M., 1991, "Solids Concentration and Solids Velocity in the Wall Region of Circulating Fluidized Beds", Proceedings of the International Conference on Fluidized Bed Combustion, Montréal, Canada, pp. 311-315.

YANG, W.C., 1977, Proceedings of Pneumotransport 3, BHRA Fluid Engineering, E49-E55, citado em Leung, L.S., 1980, "Vertical Pneumatic Conveying: a Flow Regime Diagram and a Review of Choking Versus Non-Choking Systems", Powder Technology, Vol. 25, pp. 185-190.

YANG, W.C., 1977, Journal of Powder and Bulk Solids Technology, Vol.1, pp. 89-95, citado em YANG, W.C., 1988, "A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop", Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 181-191.

YANG, W.C., 1978, AIChE Journal, Vol.24 (3), 548-552, citado em YANG, W.C., 1988, "A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop",

Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 181-191.

YANG, W.C., 1982, 74th AIChE Annual Meeting, Los Angeles, California, citado em Geldart, D., 1986, "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons Ltd.

YANG, W.C., 1983, Powder Technology, Vol.35, pp.143-150, citado em YANG, W.C., 1988, "A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop", Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 181-191.

YANG, W.C., 1988, "A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop", Circulating Fluidized Bed Technology II, Large, J.F., Basu, P. (eds.), Pergamon Press, pp. 181-191.

YANG, W.C., KNOWLTON, T.M., 1993, "L-Valve Equations", Powder Technology, Vol. 77, pp. 49-54.

YERUSHALMI, J., AVIDAN, A., 1985, "High Velocity Fluidization", pp. 225-291 em "Fluidization", Davidson, J.F., Clift, R., Harrison, D. (eds.), 2nd edition, Academic Press.

YERUSHALMI, J., CANKURT, N.T., GELDART, D., LISS, B., 1978, "Flow Regimes in Vertical Gas-Solid Contact Systems", AIChE Symposium Series, Vol. 74 (176), pp. 1-13.

YERUSHALMI, J., TURNER, D.H., SQUIRES, A.M., 1976, "The Fast Fluidized Bed", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 15 (1), pp. 47-53.

YUU, S., JOTAKI, T., TOMITA, Y., YOSHIDA, K., 1978, "The Reduction of Pressure Drop Due to Dust Loading in a Conventional Cyclone", Chemical Engineering Science, Vol. 33, pp. 1573-1580.

ZENZ, F.A., OTHMER, D.F., 1960, Fluidization and Fluid-Particle Systems, Reinhold, New York.

ZHANG, R., CHEN, D., YANG, G., 1985, "Study on Pressure Drop of Fast Fluidized Bed", Fluidization 85, China-Japan Symposium, Science Press.

ZHANG, H., XIE, Y., CHEN, Y., HASATANI, M., 1990, Mathematical Modelling for Longitudinal Voidage Distribution of Fast Fluidized Beds, Proceedings of the 3rd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oct. 15-18, Nagoya, Japan, pp. 4.13.1-4.13.6.

APÊNDICE A
FLUXOGRAMAS DOS PROGRAMAS

Modelo da dinamica de escoamento num Leito fluidizado circulante sem injecao de ar secundario.

INICIO

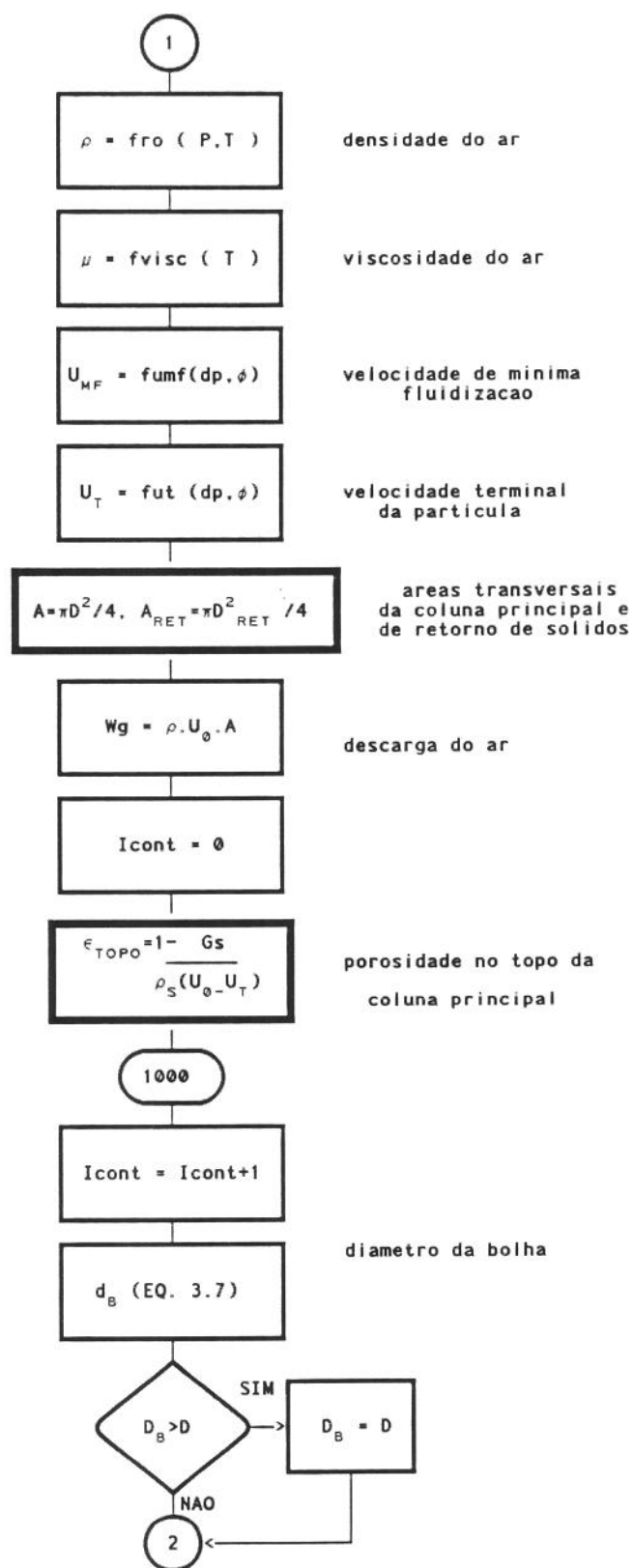
Dados de Entrada:

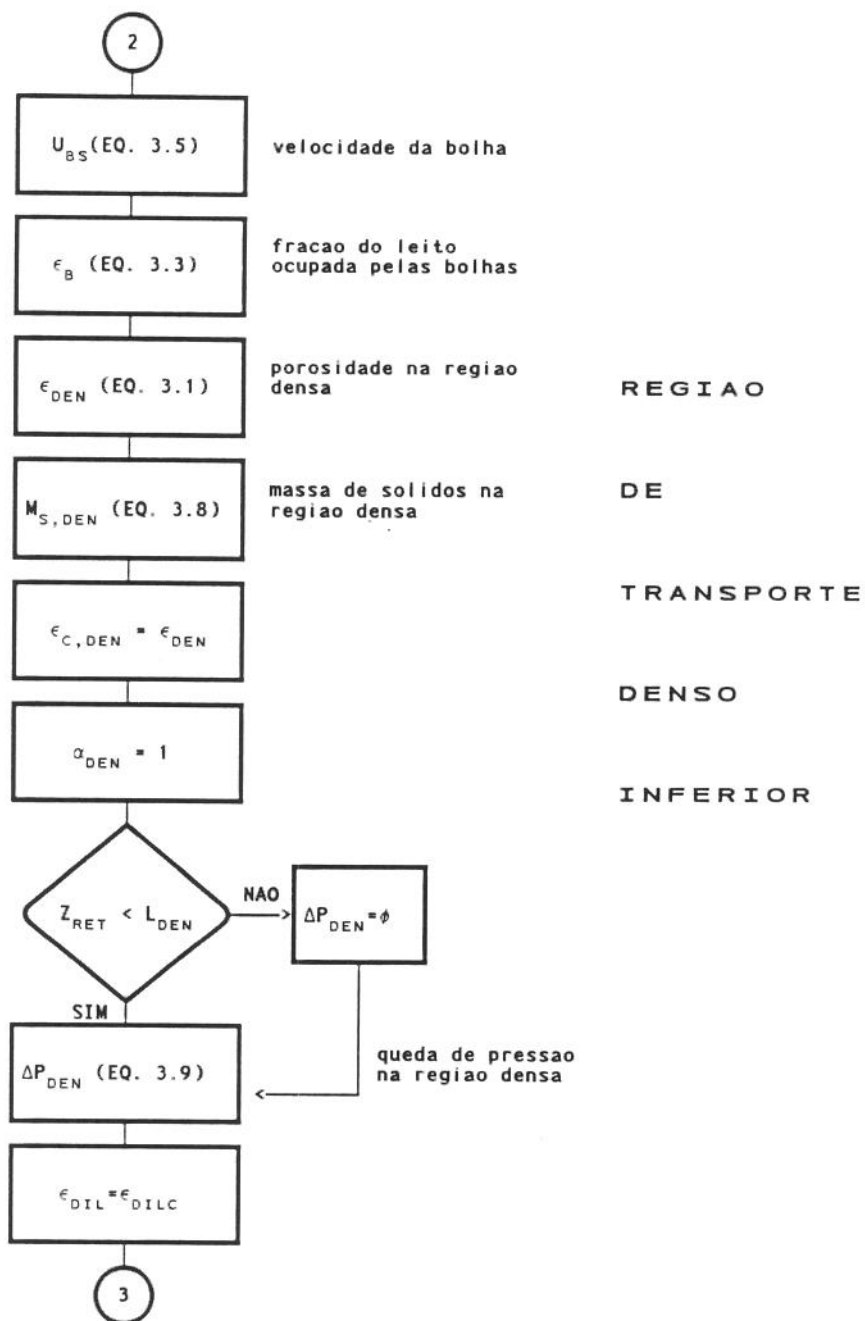
D	- Diametro da coluna principal	[m]
dp	- Diametro medio das particulas	[m]
D _{RET}	- Diametro da coluna de retorno	[m]
G _S	- Fluxos de solidos recirculado	[Kg/sm ²]
L _{RET}	- Comprimento da coluna de retorno	[m]
L _{TT}	- Comprimento da coluna principal	[m]
M _S	- Inventario de solidos no sistema	[Kg]
Tipo	- Classificado do material solido segundo Geldart	[--]
U ₀	- Velocidade superficial do ar	[m/s]
Z _{RET}	- Posicao do retorno de solidos na coluna principal	[m]

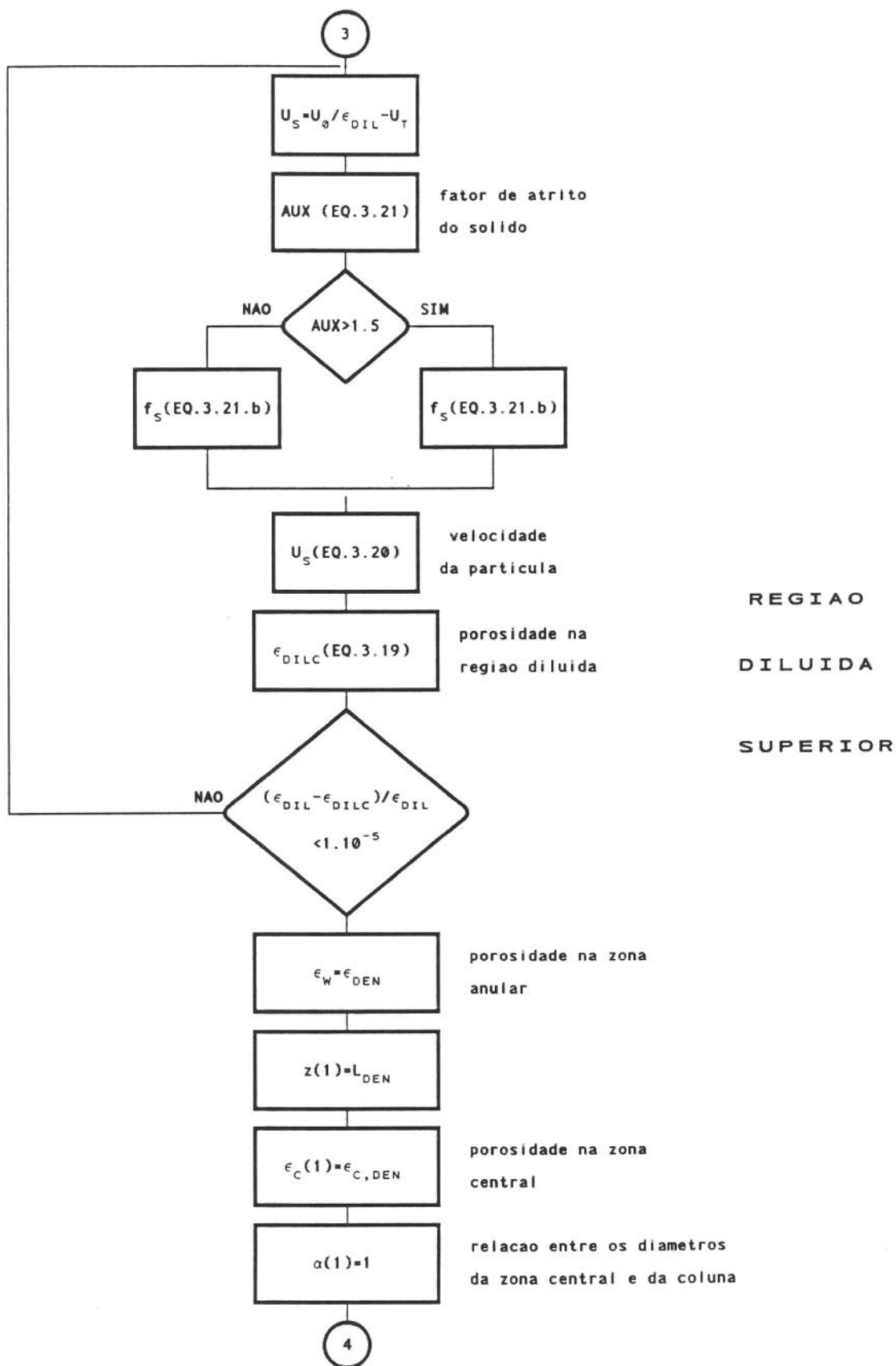
Dados de Entrada (continuacao):

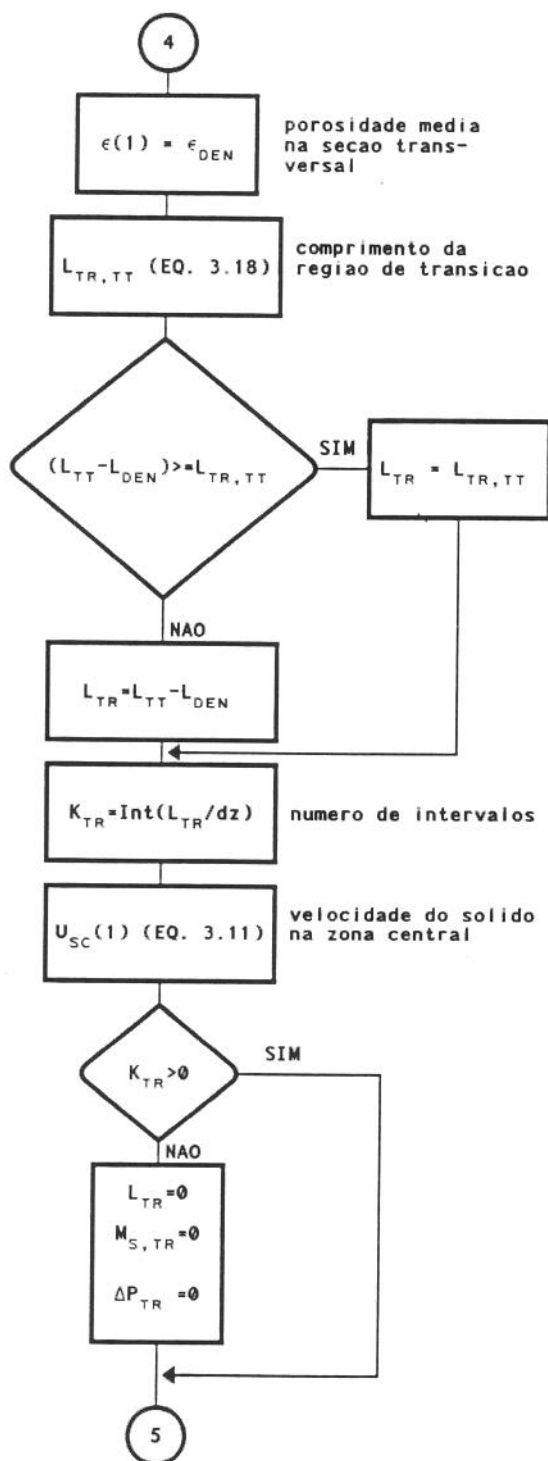
A _E	- Area transversal na entrada do ciclone	[m ²]
c	- Constante de decrescimo da concentracao de solidos Valor admitido = 4,0m	[m ⁻¹]
dz	- incremento na posicao longitudinal	[m]
G	- Aceleracao da gravidade	[m/s]
K _D	- Constante de transferencia de massa centro-anulo Valor admitido inicialmente = 0,11m/s	[m/s]
L _{DEN}	- Comprimento da regioao densa inferior Valor admitido inicialmente = 0,5m	[m]
P	- Pressao atmosferica	[Pa]
T	- Temperatura	[C]
V _{CIC}	- Volume do ciclone	[m ³]
ε _{DILC}	- Valor admitido inicialmente para a porosidade na regioao diluida superior (=0,999)	[--]
ε _{MF}	- Porosidade nas condicoes de minima fluidizacao	[--]
φ	- Esfericidade da particula solida	[--]
ρ _S	- Densidade do material solido	[--]

1

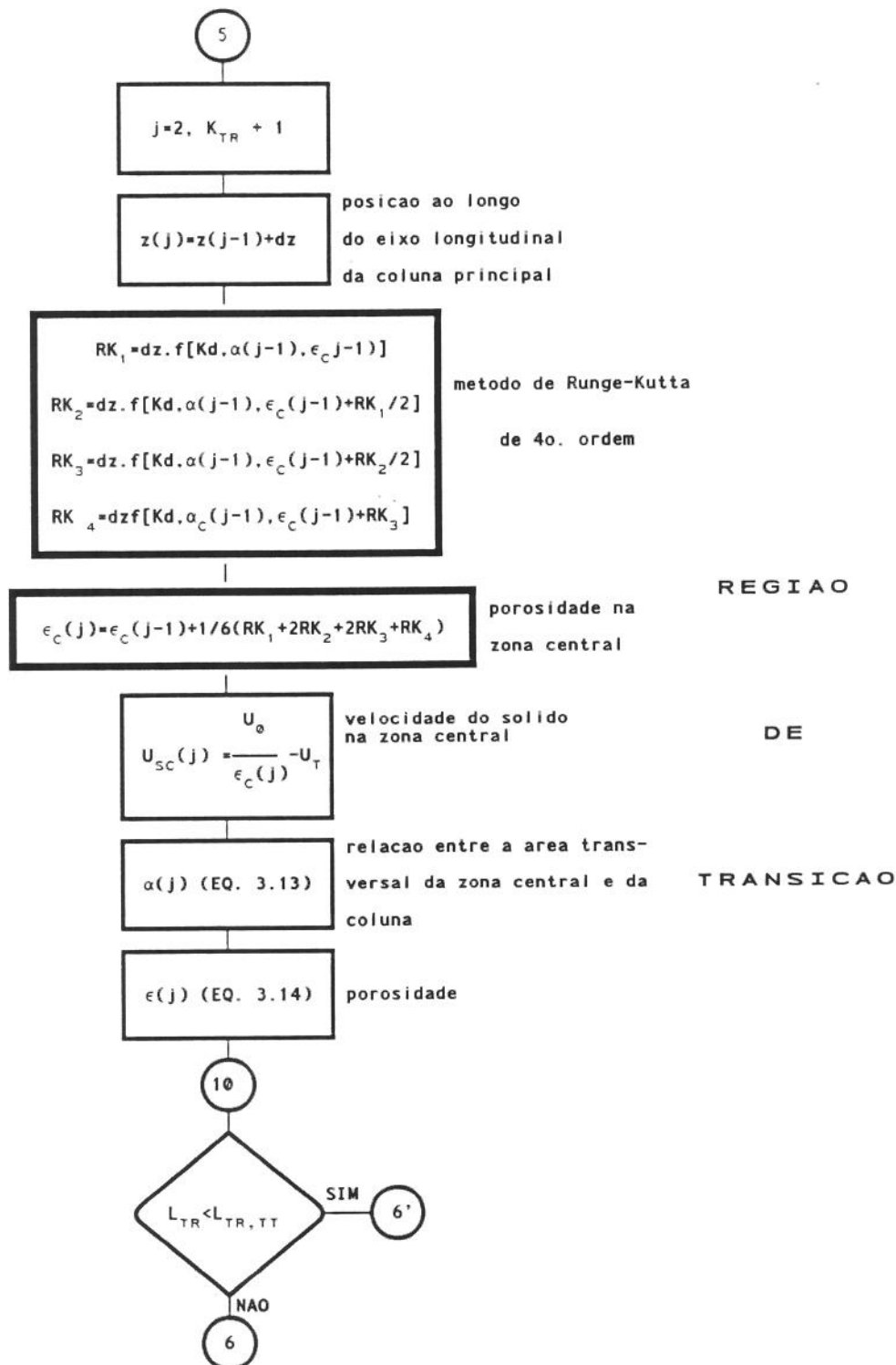


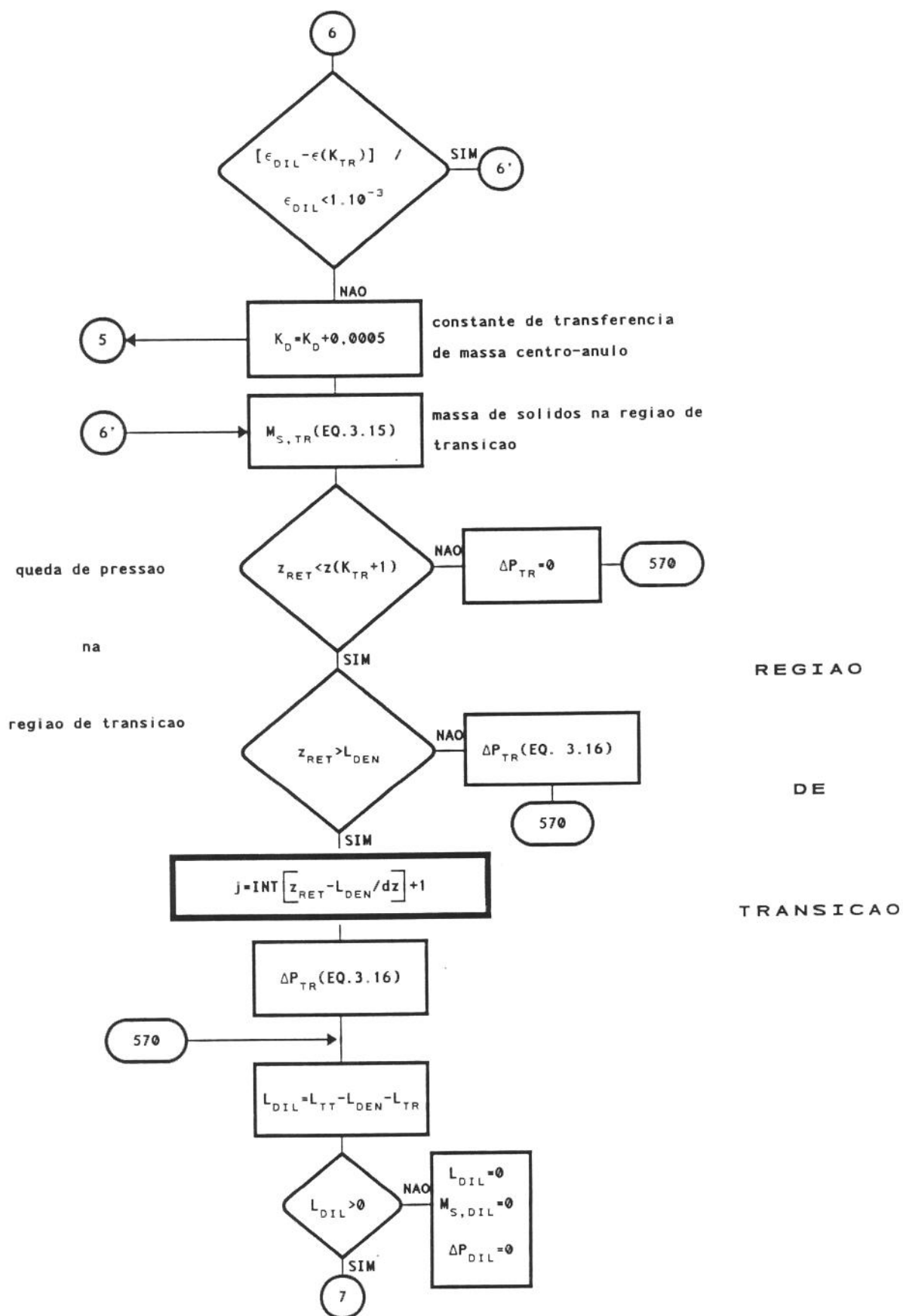


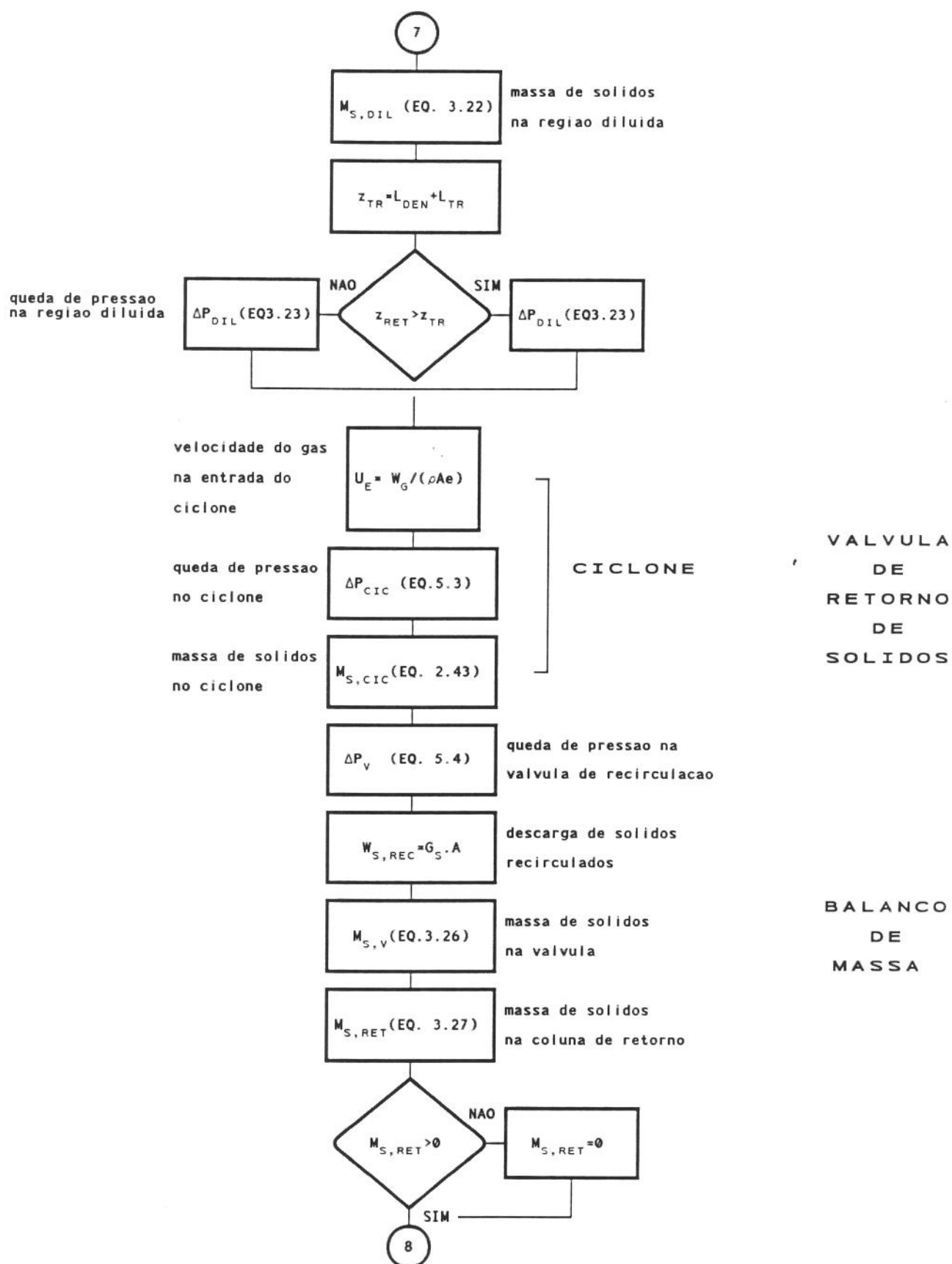


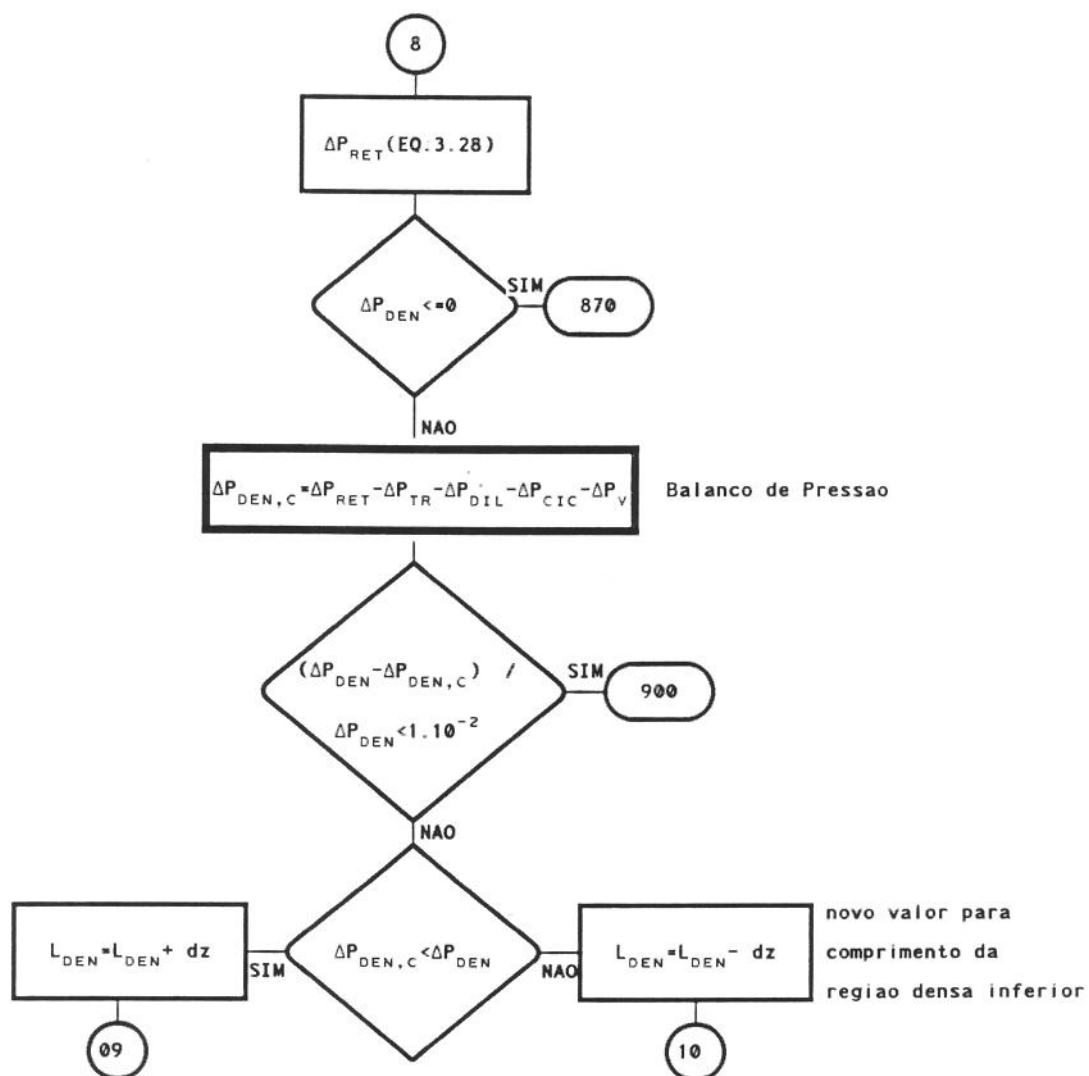


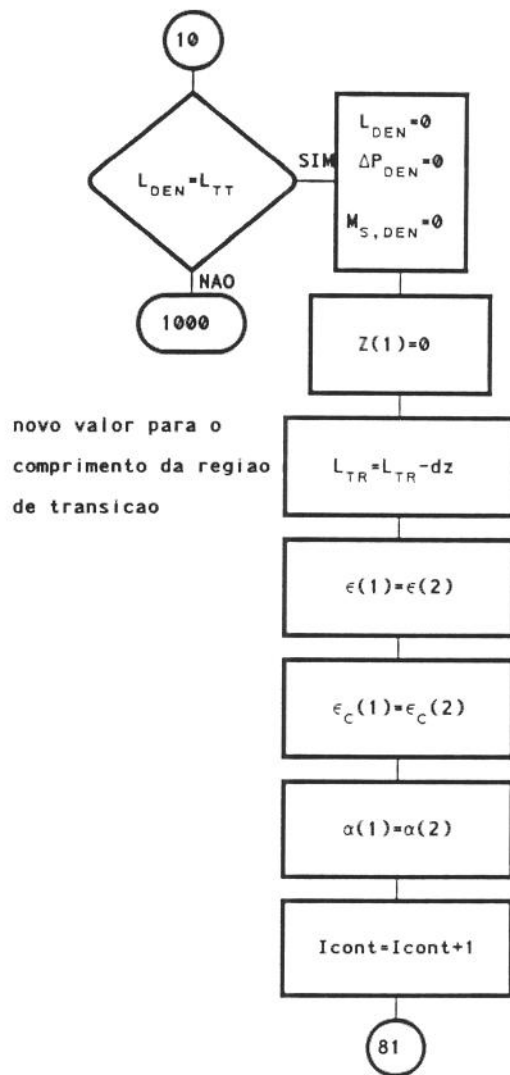
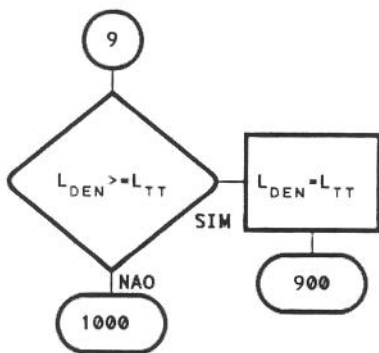
REGIAO
DE
TRANSICAO

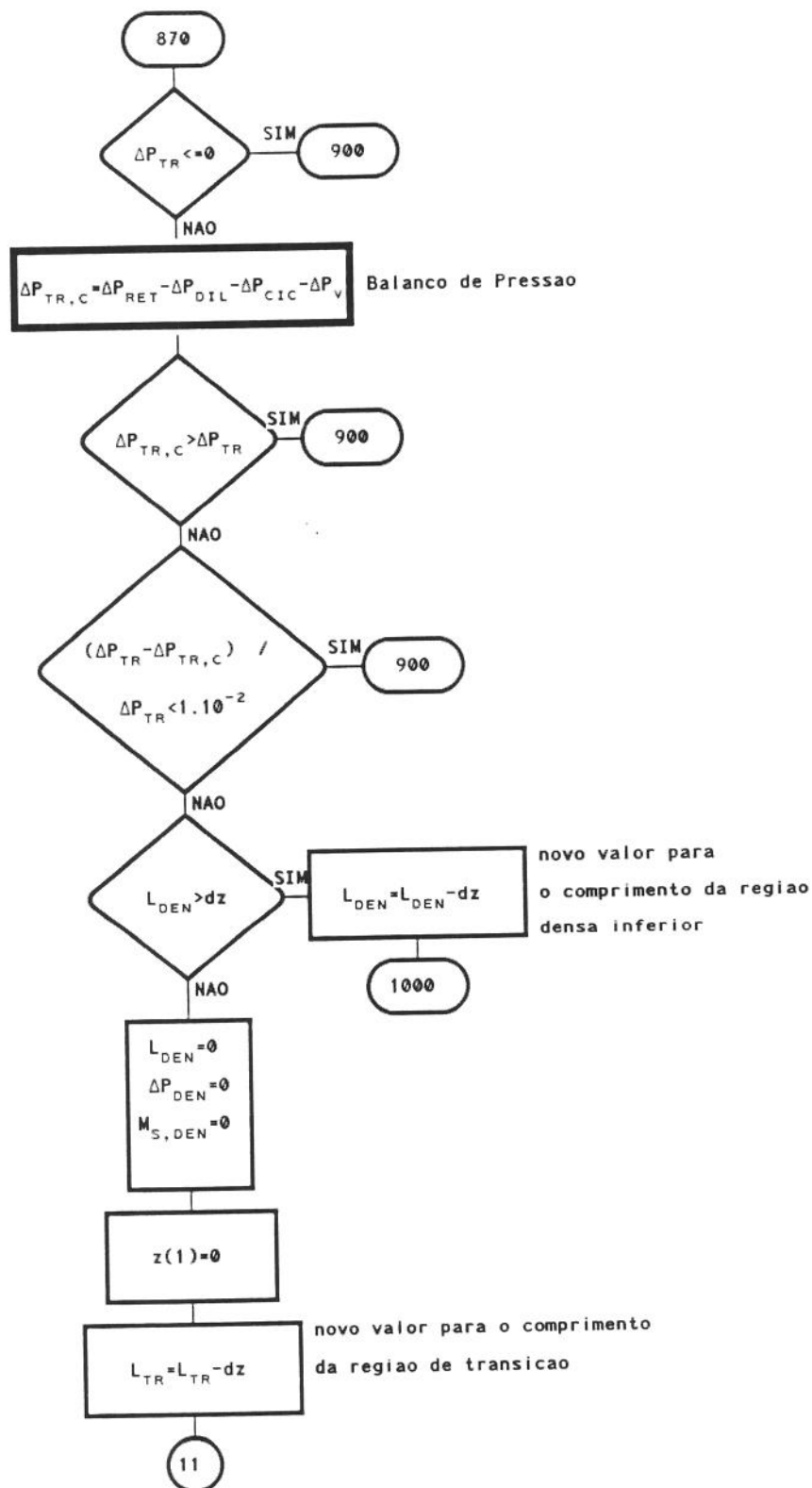


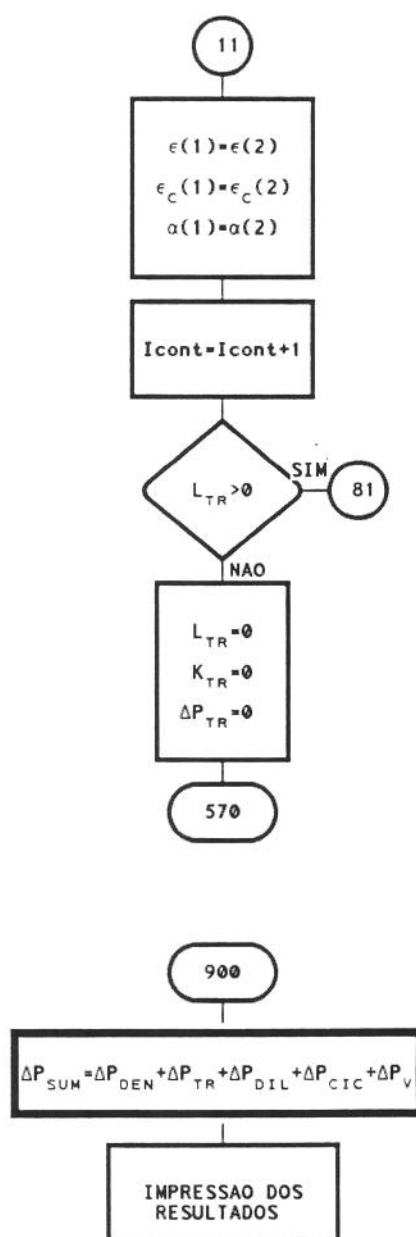






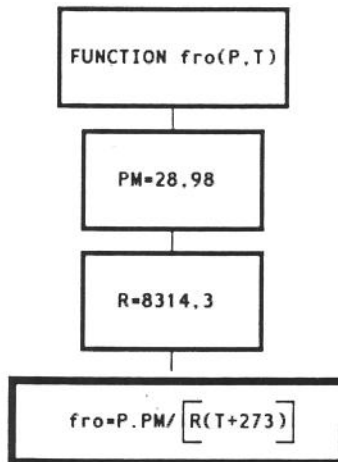




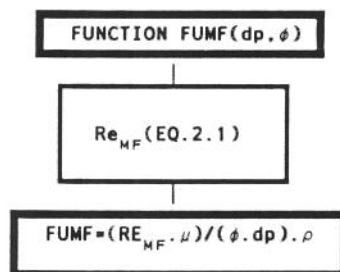
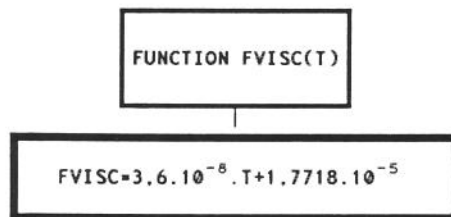


somatorio da queda de pressao
na coluna principal, ciclone
e valvula de recirculacao

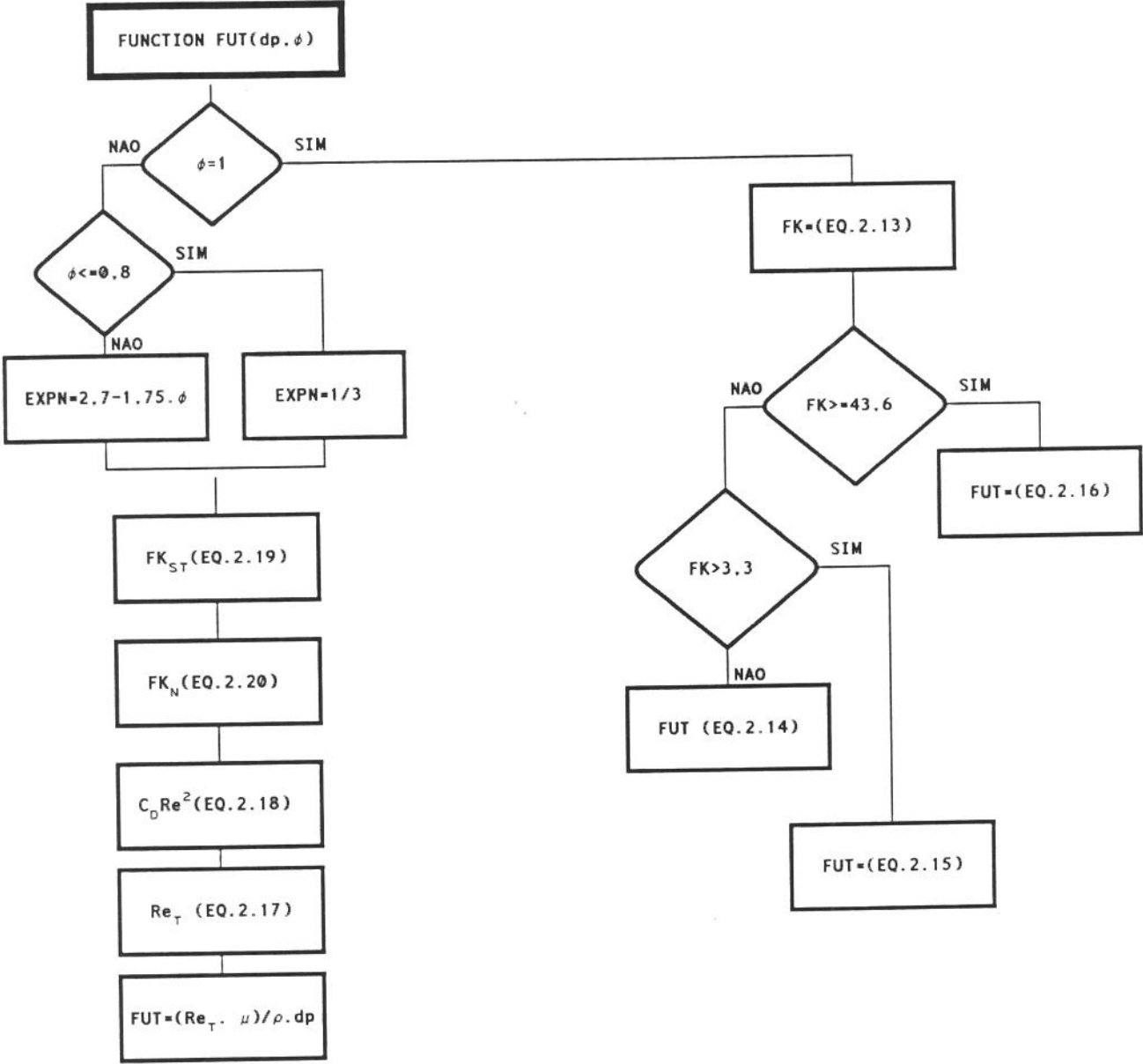
CALCULO DA DENSIDADE DO GAS



CALCULO DA VISCOSIDADE DO GAS



CALCULO DA VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTICULAS



CALCULO DA POROSIDADE NA ZONA CENTRAL
(RESOLUCAO DA EQUACAO 3.12)

FUNCTION $F(Kd, \alpha_z, \epsilon_{1z})$

$F = (EQ. 3.12)$

INTEGRACAO NUMERICA PELO METODO DE SIMPSON
(RESOLUCAO DA EQUACAO 3.15)

FUNCTION $SIMPM(X_0, X_N, K)$

$h = (X_N - X_0) / K$

$T_{PAR} = 0$

$T_{IMPAR} = 0$

20

$j = 2 \cdot K$

NAO $INT(j/2) = j$ SIM

$T_{IMPAR} = T_{IMPAR} + FUN_M(j)$

$T_{PAR} = T_{PAR} + FUN_M(j)$

20

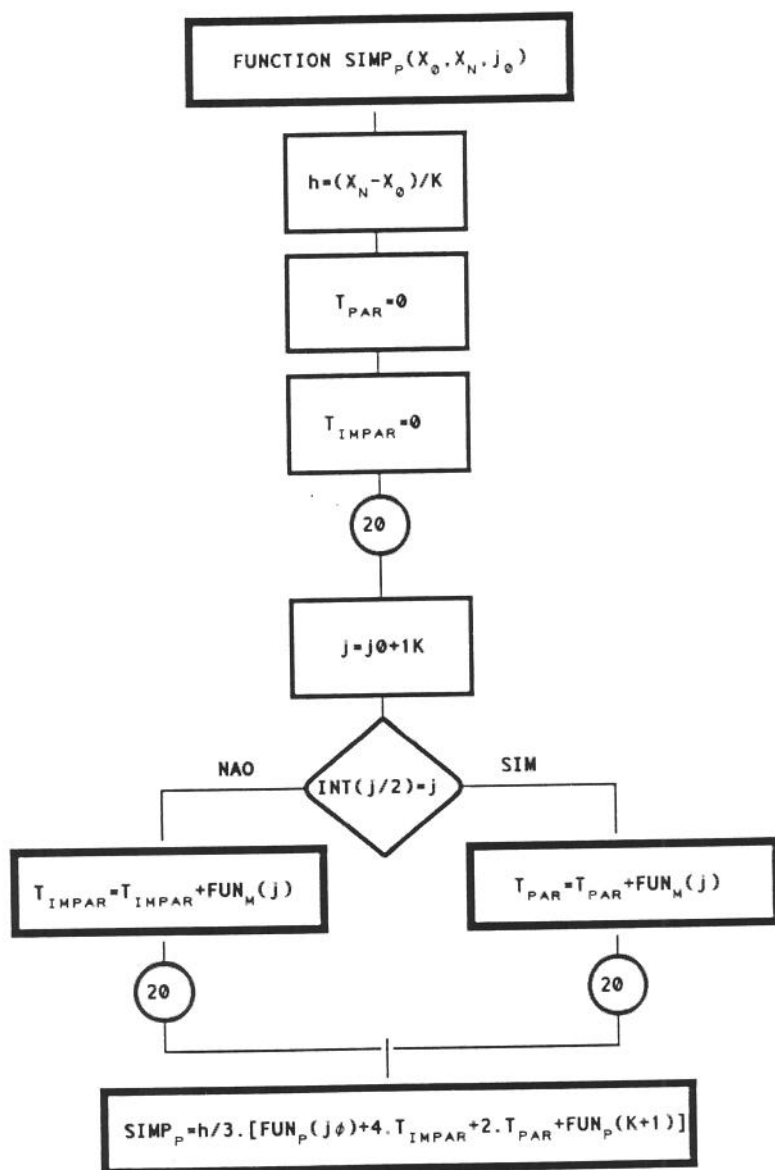
20

$SIMPM = h/3 \cdot [FUN_M(1) + 4 \cdot T_{IMPAR} + 2T_{PAR} + FUN_M(K+1)]$

FUNCTION $FUN_M(j)$

$FUN_M(j) = \rho_s [1 - \epsilon(j)] \cdot A$

INTEGRACAO NUMERICA PELO METODO DE SIMPSON
(RESOLUCAO DA EQUACAO 3.16)



QUEDA DE PRESSAO NA REGIAO DE TRANSICAO

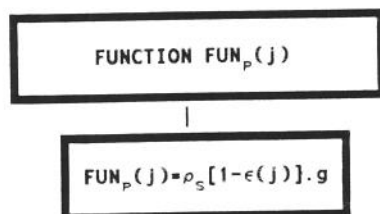
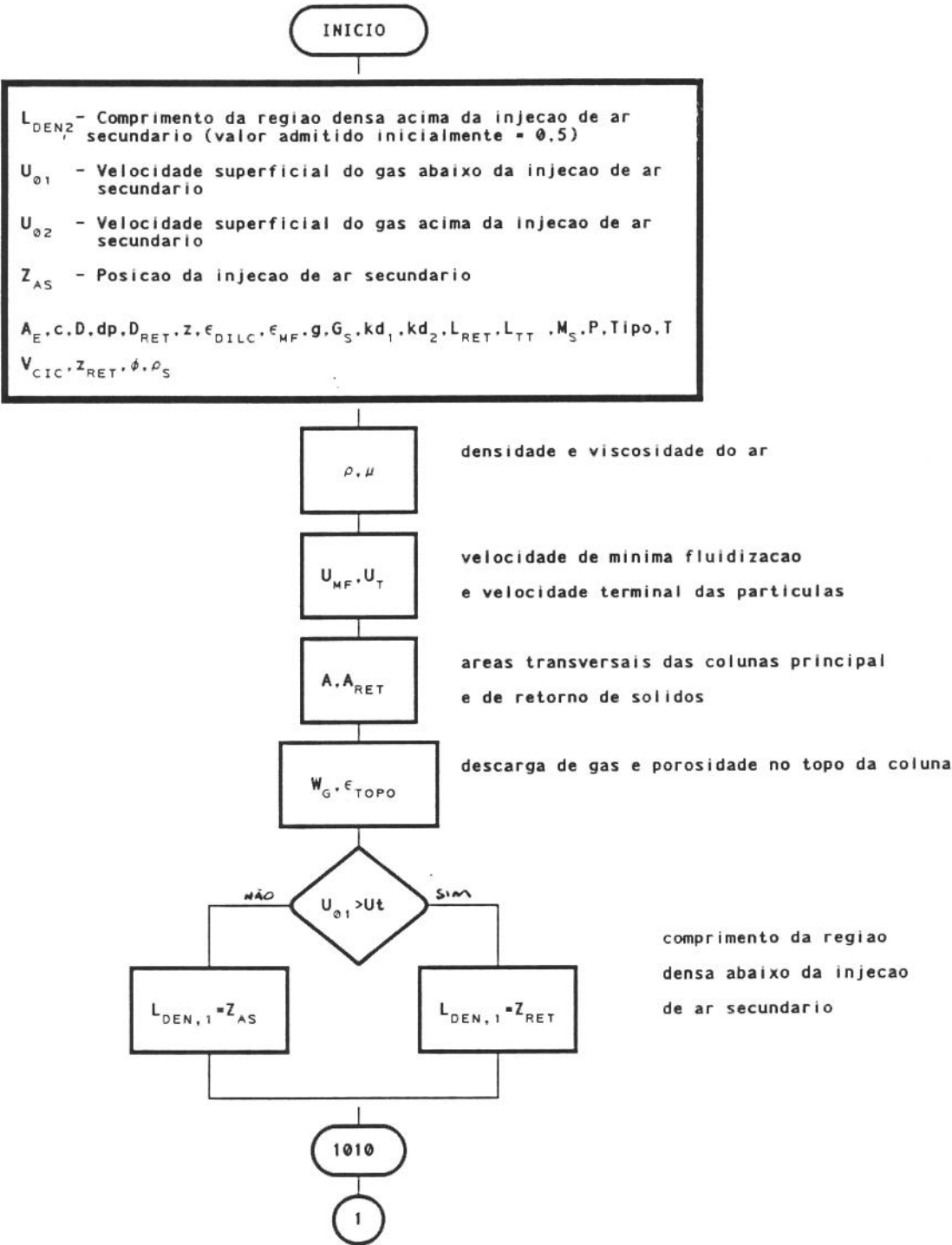
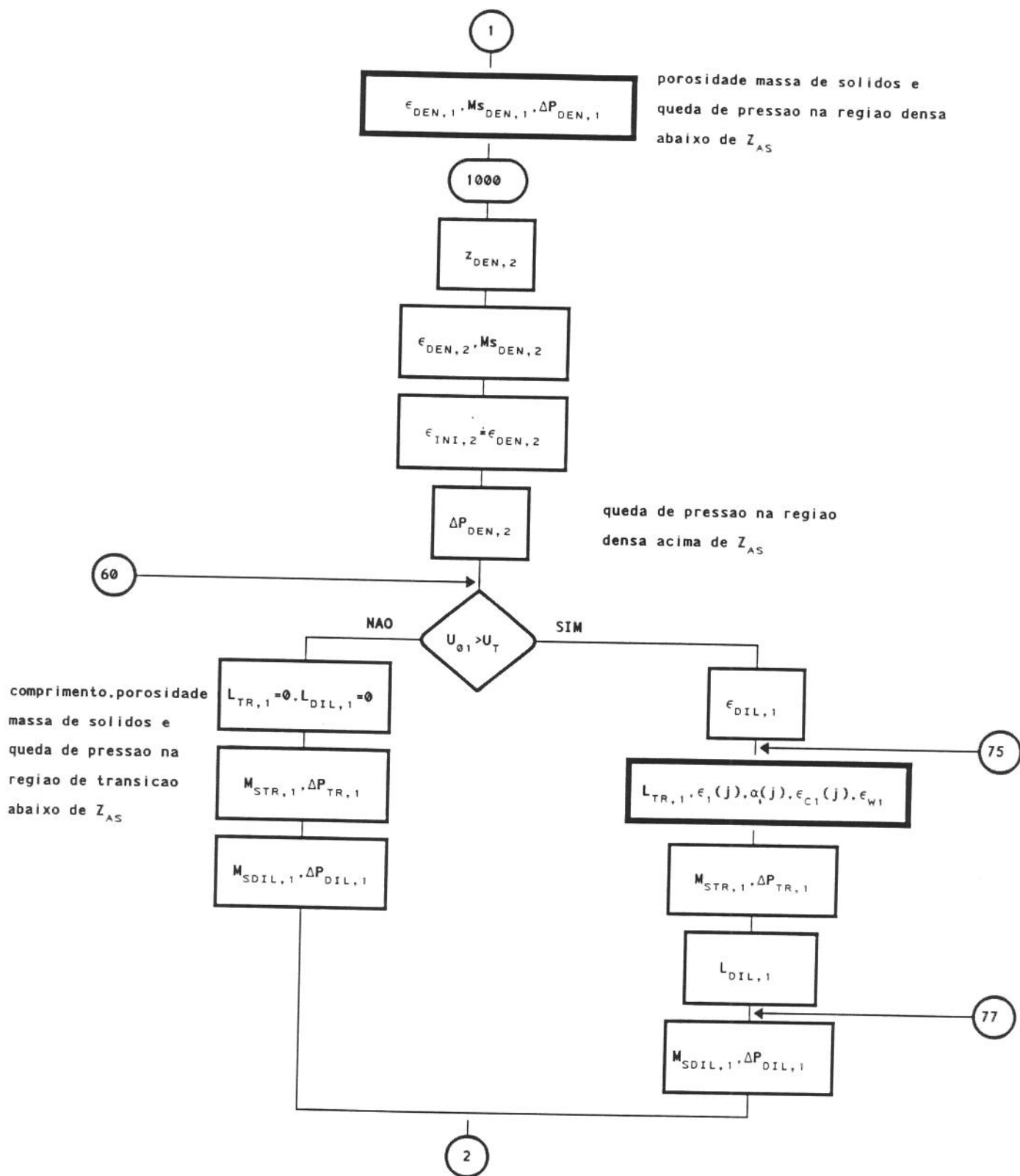
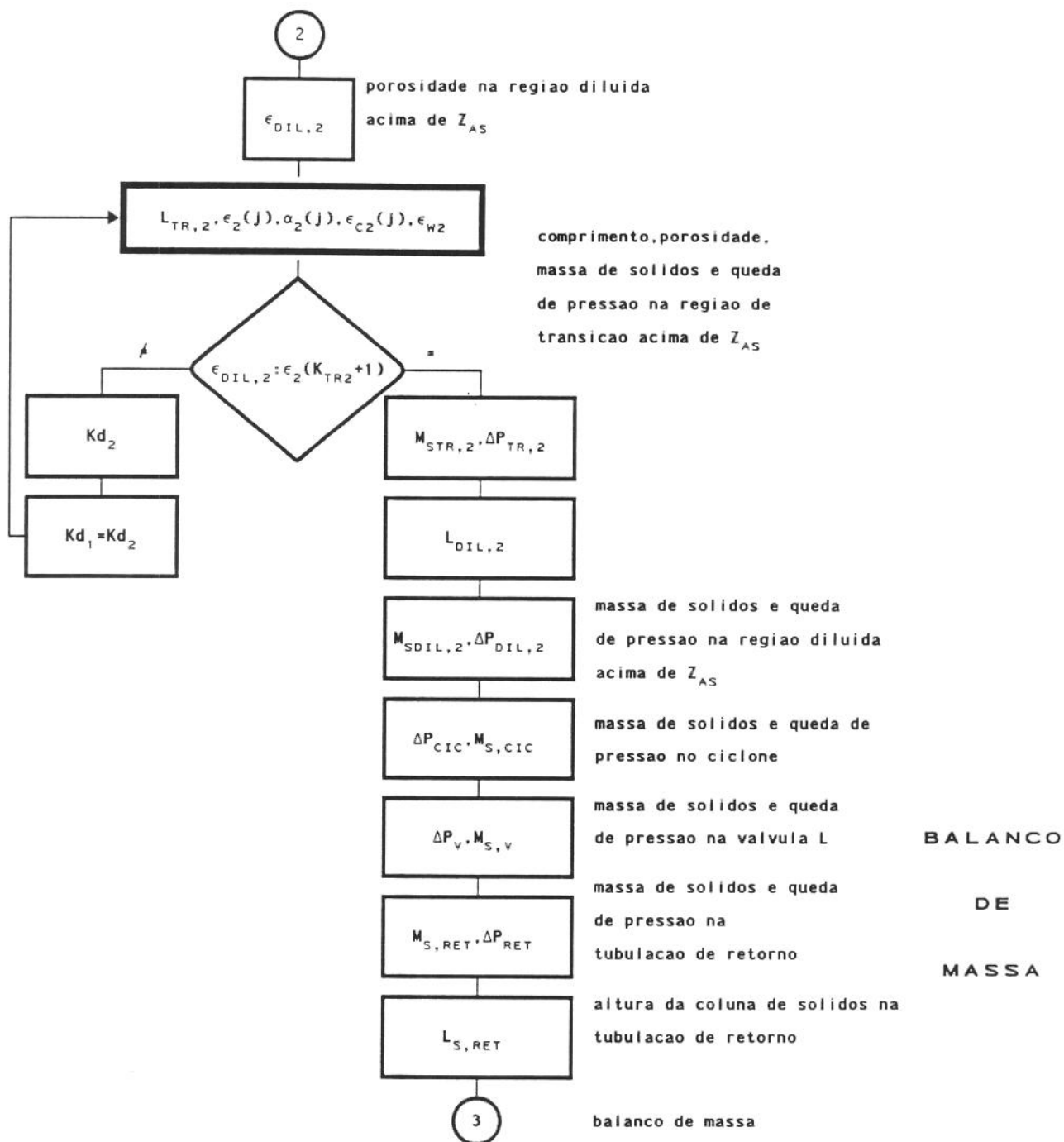


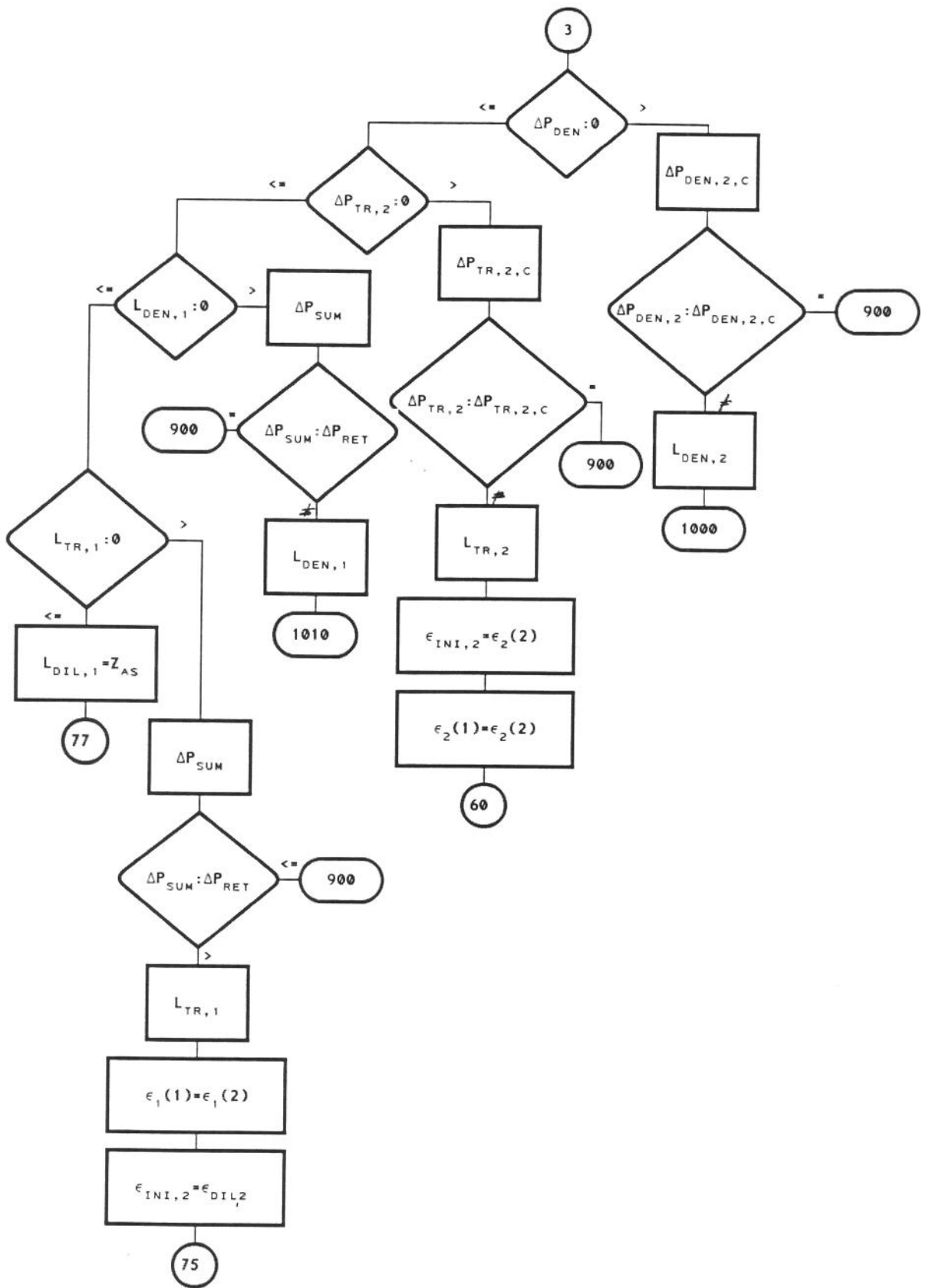
Diagrama de Blocos Simplificados:

Modelo da dinamica de escoamento num leito fluidizado circulante com injecao de ar secundario.









APÊNDICE B

LISTAGENS DOS PROGRAMAS

DIN7.FOR

Modelo da dinamica de escoamento num leito fluidizado circulante sem
injecao de ar secundario.

Coluna principal dividida em ate 3 regioes:

- Regiao densa: porosidade constante
- Regiao de transicao: modelo de escoamento anular
- Regiao diluida: porosidade constante

- Obs: 1) Neste programa a posicao de reinjecao dos solidos pode ser
maior que zero ($z_{ret} > 0$).
2) Condicao de operacao: $U_0 > U_t$

Sistema SI de unidades

Nomenclatura:

a	=area da secao transversal da coluna principal, m^2
ae	=area da secao transversal na entrada do ciclone, m^2
alfa(j)	=razao entre os diametros da regio central e da secao transversal (d_1/d) na regio de transicao, adimensional
aret	=area da secao transversal da coluna de retorno, m^2
c	=constante da equacao para calculo do comprimento total necessario da regio de transicao, m^{-1}
d	=diametro da coluna principal, m
db	=diametro da bolha, m
dp	=diametro medio da particula, m
dpcic	=queda de pressao no ciclone, Pa
dpden	=queda de pressao na regio de transporte denso, Pa
dpdil	=queda de pressao na regio de transporte diluido, Pa
dpret	=queda de pressao na coluna de retorno de solidos, Pa
dptr	=queda de pressao na regio de transicao, Pa
dpv	=queda de pressao na valvula de recirculacao, Pa
dret	=diametro da secao de retorno, m
dz	=incremento na secao longitudinal, m
e(j)	=porosidade media na secao transversal da regio de transicao, adim.
eb	=porosidade da bolha, adim.
eden	=porosidade na secao transversal da regio densa, adim.
edil	=porosidade na secao transversal da regio diluida, adim.
edilc	=porosidade admitida na secao transversal da regio diluida, adim.
ec(j)	=porosidade na zona central da regio de transicao, adim.
emf	=porosidade de minima fluidizacao, adimensional
etopo	=porosidade no topo da coluna principal, adim
fi	=esfericidade da particula, adimensional
g	=aceleracao da gravidade, m/s^2
gs(j)	=fluxo ascendente liquido de solidos, kg/sm^2
gsrec	=fluxo de solidos recirculados, Kg/sm^2
itipo	=classificacao segundo Geldart (1=classe A; 2=classe B)
kd	=coef. de transf. de massa centro-anulo na regio de transicao, m/s
ktr	=numero de intervalos adotados para a regio de transicao, adim.

```

C   lden   =comprimento da regioao densa, m
C   ldil   =comprimento da regioao diluida, m
C   lret   =comprimento da coluna de retorno, m
C   lsret  =altura de solidos na coluna de retorno, m
C   ltr    =comprimento da regioao de transicao, m
C   ltrtt  =comprimento maximo da regioao de transicao,m
C   ltt    =comprimento total da coluna principal, m
C   ms     =massa de solidos no sistema, kg
C   mscic  =massa de solidos no ciclone, kg
C   msden  =massa de solidos na regioao de transporte denso, kg
C   msdil  =massa de solidos na regioao de transporte diluido, kg
C   msret  =massa de solidos na coluna de retorno, kg
C   mstr   =massa de solidos na regioao de transicao, kg
C   p      =pressao atmosferica, Pa
C   pi     =3.1416
C   ro     =massa especifica do gas, kg/m^3
C   ros    =massa especifica do solido, kg/m^3
C   t      =temperatura de operacao, C
C   u0     =velocidade superficial do gas, m/s
C   ue     =velocidade do gas na entrada do ciclone, m/s
C   umf    =velocidade de minima fluidizacao da partacula, m/s
C   us     =velocidade das particulas solidas na regioao diluida,m/s
C   usc(j) =velocidade das particulas solidas na zona central da
C           regioao de transicao, m/s
C   ut     =velocidade terminal da partacula, m/s
C   vb     =velocidade da bolha, m/s
C   vcic   =volume do ciclone, m^3
C   visc   =viscosidade do gas, kg/ms
C   wg     =descarga de ar total, kg/s
C   wsrec  =descarga de solido recirculado, kg/s
C   z(j)   =posicao do eixo longitudinal na regioao de transicao, m
C   ztr    =posicao no eixo longitudinal do final da regioao de transicao,
C   zret   =posicao da reinjecao de solidos recirculados, m

```

```

C -----
C Programa principal
C -----

```

```

C   program din7
C   implicit real*4 (a-h,l-z)
C   character filein*15,fileout*15,filegraf*15
C   real kd
C   dimension ec(1000),usc(1000)
C   dimension z(1000),alfa(1000),gs(1000)
C   common /c1/ro,visc,g,ros
C   common /c2/d,u0,ut,edil
C   common /c3/a,e(1000)
C
C Entrada de dados
C   write(*, '(a,0)') ' Nome do arquivo de dados -->'
C   read(*, '(a)') filein
C   open(unit=1,file=filein,status='old')
C   read(1,*)u0,gsrec,ms

```

```

read(1,*)dp,ros,emf,fi,itypo
read(1,*)d,ltt,dret,lret,zret,lden,ae
read(1,*)kd,c,dz,edilc
read(1,*)vcic
read(1,*)p,t,g,pi
close(unit=1,status='keep')

```

C

C Impressao dos dados em arquivo

```

write(*,'(a,N)') Nome do arquivo de resultados -->
read(*,'(a)')fileout
write(*,'(a,N)') Nome do arquivo wk1 -->
read(*,'(a)')filegraf
open(unit=2,file=fileout,status='unknown')
open(unit=3,file=filegraf,status='unknown')
write(2,*) Dados:
write(2,'(a,f9.1/,a,f6.1)') p(N/m^2)='p,' t(C)='t
write(2,'(a,f5.1/,a,f6.1/,a,f6.1)') u0(m/s)='u0,
*' gsrec(kg/m^2s)='gsrec,' ms(kg)='ms
write(2,'(a,f5.1/,a,f6.4/,a,f6.4/,a,f6.4,a,f6.4)') ltt(m)='
*ltt,' d(m)='d,' dret(m)='dret,' lret(m)='lret,
*' zret(m)='zret
write(2,'(a,i2)') tipo(1=A, 2=B)='itypo
write(2,'(a,f6.1/,a,f5.3/,a,f4.2/,a,f8.6)') ros(kg/m^3)='
*ros,' emf='emf,' fi='fi,' dp(m)='dp
write(2,'(a,f5.3)') vcic(m^3)='vcic
write(2,'(a,f6.4/,a,f6.4/,a,f3.1)') c='c,
*' kd(m/s)='kd,' g(m/s^2)='g

```

C

C Massa especifica e viscosidade do gas

```

ro=fro(p,t)
visc=fvisc(t)
write(2,'(///,a)') Resultados:
write(2,'(a,f6.4/,a,f9.7)') ro(kg/m^3)='ro,' visc(kg/ms)='
*visc

```

C

C Velocidade de minima fluidizacao e velocidade terminal

```

umf=fumf(dp,fi)
ut=fut(dp,fi)
write(2,'(a,f7.4/,a,f8.4)') umf(m/s)='umf,
*' ut(m/s)='ut

```

C

C Area das secoes transversais do "riser" e da coluna de retorno

```

a=pi*d**2/4.
aret=pi*dret**2/4.
wg=ro*u0*a

```

C

```

icont=0
etopo=1.-gsrec/(ros*(u0-ut))

```

C

C

1000 icont=icont+1

C

```

C Regiao de transporte denso
  db=0.430*(u0-umf)**0.4*(lden+0.1272)**0.8*g**(-0.2)
  if(db.gt.d)then
    db=d
  else
    endif
  vb=0.64*sqrt(g*db)
  eb=0.6*(u0-gsrec/ros-umf)/(u0-gsrec/ros-umf+vb)
  eden=(1-eb)*emf+eb
  msden=ros*(1.-eden)*a*lden
  ecden=eden
  alfaden=1.

C
C Queda de pressao na regiao densa
  if(zret.lt.lden)goto 350
  dpden=0.
  goto 355
350  dpden=ros*(1.-eden)*g*(lden-zret)
C
C Regiao diluida
355  edil=edilc
360  us=u0/edil-ut
    aux=u0/(edil*ut)
    if(aux.gt.1.5)then
      fs=0.0126*(1.-edil)/edil**3*((1.-edil)*ut/(u0/edil-us))**(-0.979)
    else
      fs=0.0410*(1.-edil)/edil**3*((1.-edil)*ut/(u0/edil-us))**(-1.021)
    endif
  us=u0/edil-ut*sqrt((1.+fs*us**2/(2.*g*d))*edil**4.7)
  edilc=1.-gsrec/((ros-ro)*us)
  if(abs(edil-edilc)/edil.lt.1.e-5)goto 370
  edil=edilc
  goto 360

C
C Regiao de transicao
370  ew=eden
    z(1)=lden
    ec(1)=ecden
    alfa(1)=1.
    e(1)=ec(1)*alfa(1)**2+ew*(1.-alfa(1)**2)
    ltrtt=(1./c)*alog((1.-e(1))/(1.-edil))
    if((ltt-lden).ge.ltrtt)goto 80
    ltr=ltt-lden
    goto 81
80  ltr=ltrtt
81  ktr=ifix(ltr/dz)
    usc(1)=u0/ec(1)-ut
    if(ktr.gt.0)goto 85
    ltr=0.
    mstr=0.
    dptr=0.
    goto 570

```

```

85      do 10 j=2,ktr+1
          z(j)=z(j-1)+dz
          rk1=dz*f(kd,alfa(j-1),ec(j-1))
          rk2=dz*f(kd,alfa(j-1),(ec(j-1)+rk1/2.))
          rk3=dz*f(kd,alfa(j-1),(ec(j-1)+rk2/2.))
          rk4=dz*f(kd,alfa(j-1),(ec(j-1)+rk3))
          ec(j)=ec(j-1)+(rk1+2.*rk2+2.*rk3+rk4)/6.
          usc(j)=u0/ec(j)-ut
          num=gsrec+ros*(1.-ew)*ut
          denom=ros*(1.-ec(j))*usc(j)+ros*(1.-ew)*ut
          alfa(j)=sqrt(num/denom)
          e(j)=ec(j)*alfa(j)**2+ew*(1.-alfa(j)**2)
10      continue
          if(ltr.lt.ltrtt)goto 375
          if(abs(edil-e(ktr+1))/edil.lt.1.e-3)goto 375
          kd=kd+0.0005
          goto 85
C
375      mstr=simpm(z(1),z(ktr+1),ktr)
C
C Queda de pressao na regio de transicao
          if(zret.lt.z(ktr+1))goto 550
          dptr=0.
          goto 570
550      if(zret.gt.lden)goto 560
          dptr=simpp(lden,z(ktr+1),ktr,1)
          goto 570
560      j=int((zret-lден)/dz)+1
          dptr=simpp(z(j),z(ktr+1),ktr-j,j)
C
C Massa de solidos e Queda de pressao na regio diluida
570      ldil=lтт-lден-ltr
          if(ldil.gt.0.)goto 580
          ldil=0.
          msdil=0.
          dpdil=0.
          goto 710
580      msdil=ros*(1.-edil)*a*ldil
          ztr=ldен+lтр
          if(zret.gt.ztr)goto 680
          dpdil=ros*(1.-edil)*g*ldil
          goto 710
680      dpdil=ros*(1.-edil)*g*(lтт-zret)
C
C Queda de pressao e massa de solidos no ciclone
710      ue=wg/(ro*ae)
          dpcic=0.99*ue**2
          mscic=ros*(1.-etopo)*vcic
C
C Valvula de retorno de solidos
          dpv=116.521*gsrec
          wsrec=gsrec*a

```

```

      msv=ros*(1.-emf)*aret*0.42
C
C   Coluna de retorno de solidos
C -----
C Balanco de massa no sistema
C -----
      msret=ms-mscic-msden-mstr-msdil-msv
      if(msret.gt.0.)goto 750
      msret=0.
750   dpret=msret*g/aret
      lsret=msret/(ros*(1.-emf)*aret)
C -----
C Balanco de pressao no "loop"
C -----
      if(dpden.le.0.)goto 870
      dpdenc=dpret-dptr-dpdil-dpcic-dpv
      if(abs(dpden-dpdenc)/dpden.lt.0.01)goto 900
      if((ifix(icont/2)*2-icont).eq.0)goto 840
      ldenx=lden
840   if(dpdenc.lt.dpden)then
      lden=lden-0.005
      goto 850
      else
      lden=lden+0.005
      goto 860
      endif
850   if(ldenx.eq.lden)goto 900
      if(lden.le.0.)then
      lden=0.
      dpden=0.
      msden=0.
      z(1)=0.
      ltr=ltr-dz
      e(1)=e(2)
      ec(1)=ec(2)
      alfa(1)=alfa(2)
      icont=icont+1
      goto 81
      else
      goto 1000
      endif
860   if(ldenx.eq.lden)goto 900
      if(lden.ge.ltt)then
      lden=ltt
      write(2, '(///,a)') '   Apenas leito denso no riser'
      goto 900
      else
      goto 1000
      endif
C

```

```

870  if(dptr.le.0.)goto 900
      dptrc=dpret-dpdil-dpcic-dpv
      if(dptrc.gt.dptr)goto 900
      if(abs(dptr-dptrc)/dptr.lt.0.01)goto 900
      if(lden.gt.dz)then
          lden=lden-dz
          goto 1000
      else
      endif
      lden=0.
      dpden=0.
      msden=0.
      z(1)=0.
      ltr=ltr-dz
      e(1)=e(2)
      ec(1)=ec(2)
      alfa(1)=alfa(2)
      icont=icont+1
      if(ltr.gt.0.)goto 81
      ltr=0.
      ktr=0
      dptr=0.
      goto 570

C
900  dpsum=dpden+dptr+dpdil+dpcic-dpv
      write(2,'(/,a,f8.3)')'    Gs,rec(kg/sm^2)=' ,gsrec
      if(lsret.lt.lret)goto 1900
      write(2,'(///,a)')'    lsret>lret'

C
1900 write(2,'(/,a,f5.2,5x,a,f5.2,/,a,f5.2)')'    lden(m)=' ,lden,
      *'ltr(m)=' ,ltr,'    lsret=' ,lsret
      write(2,'(a,f7.5)')'    eden=' ,eden
      write(2,'(/,a,f6.4)')'    kd calculado=' ,kd
      write(2,'(/,a)')'    z(m)  alfa      e      ec'
      z0=0.
      if (lden.le.0.)goto 1940
      write(2,15)z0,alfaden,eden,ecden
      write(3,16)z0,eden
      write(2,15)lden,alfaden,eden,ecden
      write(3,16)lden,eden
1940  if(ktr.ge.1)goto 1950
      goto 1960
1950  do 90 j=1,ktr+1,5
      write(2,15)z(j),alfa(j),e(j),ec(j)
      write(3,16)z(j),e(j)
90    continue
1960  if(ldil.le.0.)goto 1970
      write(2,11)ztr,edil
      write(3,16)ztr,edil
      write(2,11)ltn,edil
      write(3,16)ltn,edil

```



```

1970 write(2, '(/,a,f10.2,a,f12.4)') ' dpc1c(N/m^2)=',dpc1c,' msc1c(k
    *g)=' ,msc1c
    write(2, '(a,f10.2)') ' dpv(N/m^2) =',dpv
    write(2, '(a,f10.2,a,f12.4)') ' dpden(N/m^2)=',dpden,' msden(kg)
    *=' ,msden
    write(2, '(a,f10.2,a,f12.4)') ' dptr(N/m^2)=',dptr,' mstr(kg)
    *=' ,mstr
    write(2, '(a,f10.2,a,f12.4)') ' dpdil(N/m^2)=',dpdil,' msdil(kg)
    *=' ,msdil
    write(2, '(a,f10.2,a,f12.4)') ' dpret(N/m^2)=',dpret,' msret(kg)
    *=' ,msret
    write(2, '(a,f10.2)') ' Queda de pressao na coluna de retorno(N/m^
    *2) =',dpret
    write(2, '(a,f10.2)') ' Queda de pressao na coluna pp, ciclone e
    *valvula(N/m^2)=',dpsum
11 format(1x,f6.3,8x,f6.4)
15 format(1x,f6.3,1x,f6.4,1x,f6.4,1x,f6.4)
16 format(1x,f6.3,2x,f7.5)
2000 close(unit=2)
    stop
    end

C
C
C -----
    function fro(p,t)
C Gas admitido ideal nas condicoes de operacao
C Peso molecular (PM)=28,98kg/kgmol
C Constante universal dos gases (R)=8314,3J/kgmolK
    pm=28.98
    r=8314.3
    fro=p*pm/(r*(t+273.))
    return
    end

C -----
    function fvisc(t)
C Correlacao para ar em pressoes inferiores a 10 atm
    fvisc=3.6e-8*t+1.7718e-5
    return
    end

C -----
    function fumf(dp,fi)
    common /c1/ro,visc,g,ros
    remf=sqrt(33.7**2+(0.0408*(fi*dp)**3*ro*(ros-ro)*g)/visc**2)-33.7
    fumf=remf*visc/(fi*dp*ro)
    return
    end

C -----
    function fut(dp,fi)
    common /c1/ro,visc,g,ros
    if(fi.eq.1)goto 30
    if(fi.le.0.8)goto 10
    expn=2.70-1.75*fi
    goto 20
10 expn=1./3.

```

```

20   fkst=0.843*log10(fi/0.065)
      fkn=5.31-4.88*fi
      cdre2=4.*dp**3*ro*(ros-ro)*g/(3.*visc**2)
      ret=fkst*cdre2/24./(1.+(fkst*sqrt(fkn)/24.*sqrt(cdre2))*expn)**
*      (1./expn)
      fut=ret*visc/(ro*dp)
      goto 60
30   fk=dp*(g*ro*(ros-ro)/visc**2)**(1./3.)
      if(fk.ge.43.6)goto 50
      if(fk.gt.3.3)goto 40
      fut=g*(ros-ro)*dp**2/(18.*visc)
      goto 60
40   fut=0.261*dp*((ros-ro)**2*g**2/(ro*visc))*(1./3.)
      goto 60
50   fut=1.76*sqrt(g*dp*(ros-ro)/ro)
60   return
      end

```

```

C -----
      function f(kd,alfaz,e1z)
      real kd
      common /c2/d,u0,ut,edil
      f=(4.*kd)/(alfaz*d)*(edil-e1z)/(u0/e1z-ut)
      return
      end

```

```

C -----
C Integracao numerica de uma funcao - Metodo de Simpson
      function simpn(x0,xn,k)
      h=(xn-x0)/k
      tpar=0.
      timpar=0.
      do 20 j=2,k
      if((int(j/2)*2).eq.j)then
          tpar=tpar+funm(j)
      else
          timpar=timpar+funm(j)
      endif
20   continue
      simpn=(funm(1)+4.*timpar+2.*tpar+funm(k+1))*h/3.
      return
      end

```

```

C -----
C Funcao a ser integrada
      function funm(j)
      common /c1/ro,visc,g,ros
      common /c3/a,e(1000)
      funm=ros*(1.-e(j))*a
      return
      end

```

```

C -----
C Integracao numerica de uma funcao - Metodo de Simpson
  function simpp(x0,xn,k,j0)
    h=(xn-x0)/k
    tpar=0.
    timpar=0.
    do 20 j=j0+1,k
      if((int(j/2)*2).eq.j) then
        tpar=tpar+funp(j)
      else
        timpar=timpar+funp(j)
      endif
20  continue
    simpp=(funp(j0)+4.*timpar+2.*tpar+funp(k+1))*h/3.
    return
  end

```

```

C -----
C Funcao a ser integrada
  function funp(j)
    common /c1/ro,visc,g,ros
    common /c3/a,e(1000)
    funp=ros*(1.-e(j))*g
    return
  end

```

C -----

DIN7I.FOR

Modelo da dinamica de escoamento num leito fluidizado circulante com
injecao de ar secundario.

Comprimento abaixo da injecao de ar secundario dividido em ate 3 regioes:

- Regiao densa: porosidade constante
- Regiao de transicao: modelo de escoamento anular
- Regiao diluida: porosidade constante

Comprimento acima da injecao de ar secundario dividido em ate 3 regioes:

- Regiao densa: porosidade constante
- Regiao de transicao: modelo de escoamento anular
- Regiao diluida: porosidade constante

- Obs: 1) Neste programa a posicao de reinjecao dos solidos pode ser
maior que zero (zret>=0).
2) Condicao de operacao: U02>Ut

Sistema SI de unidades

Nomenclatura:

a =area da secao transversal da coluna principal, m²
ae =area da secao transversal na entrada do ciclone, m²
alfa(j)=razao entre os diametros da regio central e da secao
transversal (d1/d) na regio de transicao, adimensional
aret =area da secao transversal da coluna de retorno, m²
c =constante da equacao para calculo do comprimento total
necessario da regio de transicao, m⁽⁻¹⁾
d =diametro da coluna principal, m
db =diametro da bolha, m
dp =diametro medio da particula, m
dpcic =queda de pressao no ciclone, Pa
dpden =queda de pressao na regio de transporte denso, Pa
dpdil =queda de pressao na regio de transporte diluido, Pa
dpret =queda de pressao na coluna de retorno de solidos, Pa
dptr =queda de pressao na regio de transicao, Pa
dpv =queda de pressao na valvula de recirculacao, Pa
dret =diametro da secao de retorno, m
dz =incremento na secao longitudinal, m
e(j) =porosidade media na secao transversal da regio de transicao, adim.
eb =porosidade da bolha, adim.
eden =porosidade na secao transversal da regio densa, adim.
edil =porosidade na secao transversal da regio diluida, adim.
edilc =porosidade admitida na secao transversal da regio diluida, adim.
ec(j) =porosidade na zona central da regio de transicao, adim.
emf =porosidade de minima fluidizacao, adimensional

etopo =porosidade no topo da coluna principal, adim
 fi =esfericidade da partícula, adimensional
 g =aceleracao da gravidade, m/s²
 gs(j) =fluxo ascendente liquido de solidos, kg/sm²
 gsrec =fluxo de solidos recirculados,Kg/sm²
 itipo =classificacao segundo Geldart (1=classe A; 2=classe B)
 kd =coef. de transf. de massa centro-anulo na regioao de transicao, m
 ktr =numero de intervalos adotados para a regioao de transicao, adim.
 lden =comprimento da regioao densa, m
 ldil =comprimento da regioao diluida, m
 lret =comprimento da coluna de retorno, m
 lsret =altura de solidos na coluna de retorno, m
 ltr =comprimento da regioao de transicao, m
 ltrtt =comprimento maximo da regioao de transicao,m
 ltt =comprimento total da coluna principal, m
 ms =massa de solidos no sistema, kg
 mscic =massa de solidos no ciclone, kg
 msden =massa de solidos na regioao de transporte denso, kg
 msdil =massa de solidos na regioao de transporte diluido, kg
 msret =massa de solidos na coluna de retorno, kg
 mstr =massa de solidos na regioao de transicao, kg
 p =pressao atmosferica, Pa
 pi =3.1416
 ro =massa especifica do gas, kg/m³
 ros =massa especifica do solido, kg/m³
 t =temperatura de operacao, C
 u0 =velocidade superficial do gas, m/s
 ue =velocidade do gas na entrada do ciclone, m/s
 umf =velocidade de minima fluidizacao da partícula, m/s
 us =velocidade das particulas solidas na regioao diluida,m/s
 usc(j) =velocidade das particulas solidas na zona central da
 regiao de transicao, m/s
 ut =velocidade terminal da partícula, m/s
 vb =velocidade da bolha, m/s
 vcic =volume do ciclone, m³
 visc =viscosidade do gas, kg/ms
 wg =descarga de ar total, kg/s
 wsrec =descarga de solido recirculado, kg/s
 z(j) =posicao do eixo longitudinal na regioao de transicao, m
 zas =posicao no eixo longitudinal da injecao de ar secundario, m
 ztr =posicao no eixo longitudinal do final da regioao de transicao, m
 zret =posicao da reinjecao de solidos recirculados, m
 Obs:
 final 1 =refere-se a regioao abaixo da injecao de ar secundario
 final 2 =refere-se a regioao acima da injecao de ar secundario

Programa principal

```

program din7i
implicit real*4 (a-h,l-z)
character filein*15,fileout*15,filegraf*15
real kd1,kd2
  
```

```

dimension ec1(1000),usc1(1000),ec2(1000),usc2(1000)
dimension z1(1000),alfa1(1000),z2(1000),alfa2(1000)
common /c1/ro,visc,g,ros
common /c2/d,ut,edil2
common /c3/e1(1000)
common /c4/e2(1000)
common /c5/a
common /c6/eini2

```

C

C Entrada de dados

```

write(*,'(a,Ñ)') Nome do arquivo de dados -->
read(*,'(a)')filein
open(unit=1,file=filein,status='old')
read(1,*)u01,u02,gsrec,ms
read(1,*)dp,ros,emf,fi,itipo
read(1,*)d,ltt,dret,lret,zret,lden2,zas
read(1,*)kd1,kd2,c,dz,edilc
read(1,*)vcic,ae
read(1,*)p,t,g,pi
close(unit=1,status='keep')

```

C

C Impressao dos dados em arquivo

```

write(*,'(a,Ñ)') Nome do arquivo de resultados -->
read(*,'(a)')fileout
write(*,'(a,Ñ)') Nome do arquivo wk1 -->
read(*,'(a)')filegraf
open(unit=2,file=fileout,status='unknown')
open(unit=3,file=filegraf,status='unknown')
write(2,*) Dados:
write(2,'(a,f9.1/,a,f6.1)') p(N/m^2)='p,' t(C)='t
write(2,'(a,f5.1,5x,a,f5.1/,a,f6.1/,a,f6.1)') u01(m/s)='u01,
*'u02(m/s)='u02,' gsrec(kg/m^2s)='gsrec,' ms(kg)='ms
write(2,'(a,f5.1/,a,f6.4/,a,f6.4/,a,f6.4)') ltt(m)='
*ltt,' d(m)='d,' dret(m)='dret,' lret(m)='lret
write(2,'(a,f6.4,5x,a,f6.4)') zret(m)='zret,' zas(m)='zas
write(2,'(a,i2)') tipo(1=A, 2=B) ='itipo
write(2,'(a,f6.1/,a,f5.3/,a,f4.2/,a,f8.6)') ros(kg/m^3)='
*ros,' emf='emf,' fi='fi,' dp(m)='dp
write(2,'(a,f5.3)') vcic(m^3)='vcic
write(2,'(a,f6.4/,a,f6.4,5x,a,f6.4)') c(m^-1)='c,
*' kd1(m/s)='kd1,' kd2(m/s)='kd2

```

C

C Massa especifica e viscosidade do gas

```

ro=fro(p,t)
visc=fvisc(t)
write(2,'(///,a)') Resultados:
write(2,'(a,f6.4/,a,f9.7)') ro(kg/m^3)='ro,' visc(kg/ms)='
*visc

```

C

C Velocidade de minima fluidizacao e velocidade terminal

```

umf=fumf(dp,fi)
ut=fut(dp,fi)
write(2,'(a,f7.4,5x,a,f8.4)') umf(m/s)='umf,
*' ut(m/s)='ut

```

```

C
C Area das secões transversais do "riser" e da coluna de retorno
  a=pi*d**2/4.
  aret=pi*dret**2/4.
  wg=ro*u02*a
C
  icont=0
  etopo=1.-gsrec/(ros*(u02-ut))
C
  if(u01.gt.ut)then
    lden1=zret
  else
    lden1=zas
  endif
  ldil1=0.
  ltr2=ltt-ldden2-ldil2-zas
C
C Regiao de transporte denso 1
1010  db=0.430*(u01-umf)**0.4*(ldden1+0.1272)**0.8*g**(-0.2)
      if(db.gt.d)then
        db=d
      else
        endif
      vb=0.64*sqrt(g*db)
      eb=0.6*(u01-gsrec/ros-umf)/(u01-gsrec/ros-umf+vb)
      eden1=(1-eb)*emf+eb
      ecden1=eden1
      msden1=ros*(1.-eden1)*a*ldden1
C
C Queda de pressao na regiao densa 1
      if(zret.ge.ldden1)then
        dpden1=0.
      else
        dpden1=ros*(1.-eden1)*g*(ldden1-zret)
      endif
C
1000  icont=icont+1
      if(ldden2.le.0.)goto 60
C
C Regiao de transporte denso 2
      zden2=zas+ldden2
      db=0.430*(u02-umf)**0.4*(zden2+0.1272)**0.8*g**(-0.2)
      if(db.gt.d)then
        db=d
      else
        endif
      vb=0.64*sqrt(g*db)
      eb=0.6*(u02-gsrec/ros-umf)/(u02-gsrec/ros-umf+vb)
      eden2=(1-eb)*emf+eb
      ecden2=eden2
      msden2=ros*(1.-eden2)*a*ldden2
      eini2=eden2
C

```

```

C Queda de pressao na regioa densa 2
  if(zden2.gt.zret)goto 50
  dpden2=0.
  goto 60
50  if(zret.lt.zas)goto 55
  dpden2=ros*(1.-eden2)*g*(zden2-zret)
  goto 60
55  dpden2=ros*(1.-eden2)*g*(lden2)
C
60  if(u01.le.ut)then
    ltr1=0.
    mstr1=0.
    dptr1=0.
    ldil1=0.
    msdil1=0.
    dpdil1=0.
    else
C
C      Regiao diluida 1
    edil1=edilc
65  us1=u01/edil1-ut
    aux=u01/(edil1*ut)
    if(aux.gt.1.5)then
      fs=0.0126*(1.-edil1)/edil1**3*((1.-edil1)*ut/(u01/edil1-us1))*+
      *(-0.979)
    else
      fs=0.0410*(1.-edil1)/edil1**3*((1.-edil1)*ut/(u01/edil1-us1))*+
      *(-1.021)
    endif
    us1=u01/edil1-ut*sqrt((1.+fs*us1**2/(2.*g*d))*edil1**4.7)
    edilc=1.-gsrec/((ros-ro)*us1)
    if(abs(edil1-edilc)/edil1.lt.1.e-5)goto 70
    edil1=edilc
    goto 65
C
C      Regiao de transicao 1
70  ew1=eden1
    z1(1)=lden1
    alfa1(1)=1.
    e1(1)=eden1
    ec1(1)=ecden1
75  ltr1=zas-lden1-ldil1
    ztr1=lden1+ltr1
    ktr1=ifix(ltr1/dz)
    usc1(1)=u01/ec1(1)-ut
    do 10 j=2,ktr1+1
      z1(j)=z1(j-1)+dz
      rk1=dz*f1(u01,kd1,alfa1(j-1),ec1(j-1))
      rk2=dz*f1(u01,kd1,alfa1(j-1),(ec1(j-1)+rk1/2.))
      rk3=dz*f1(u01,kd1,alfa1(j-1),(ec1(j-1)+rk2/2.))
      rk4=dz*f1(u01,kd1,alfa1(j-1),(ec1(j-1)+rk3))
      ec1(j)=ec1(j-1)+(rk1+2.*rk2+2.*rk3+rk4)/6.

```



```

    usc1(j)=u01/ec1(j)-ut
    num=gsrec+ros*(1.-ew1)*ut
    denom=ros*(1.-ec1(j))*usc1(j)+ros*(1.-ew1)*ut
    alfa1(j)=sqrt(num/denom)
    e1(j)=ec1(j)*alfa1(j)**2+ew1*(1.-alfa1(j)**2)
10    continue
    mstr1=simpm(z1(1),z1(ktr1+1),ktr1,1)
    if(lden1.gt.zret)then
    dpstr1=simpp(lden1,z1(ktr1+1),ktr1,1,1)
    else
    j=int(zret-lden1)/dz+1
    dpstr1=simpp(z1(j),z1(ktr1+1),ktr1-j,j,1)
    endif
endif
C
C Massa se solidos e Queda de pressao na regio diluida 1
    ldil1=zas-lden1-ltr1
    if(ldil1.gt.0.)goto 77
    ldil1=0.
    msdil1=0.
    dpdil1=0.
    goto 85
77    msdil1=ros*(1.-edil1)*a*ldil1
    ztr1=lden1+ltr1
    if(zret.gt.ztr1)goto 78
    dpdil1=ros*(1.-edil1)*g*ldil1
    goto 85
78    dpdil1=ros*(1.-edil1)*g*(lrr-zret)
C
85    if(ldil1.ge.zas)goto 900
C
C Regiao diluida 2
    edil2=edilc
90    us2=u02/edil2-ut
    aux=u02/(edil2*ut)
    if(aux.gt.1.5)then
        fs=0.0126*(1.-edil2)/edil2**3*((1.-edil2)*ut/(u02/edil2-us2))**
*(-0.979)
    else
        fs=0.0410*(1.-edil2)/edil2**3*((1.-edil2)*ut/(u02/edil2-us2))**
*(-1.021)
    endif
    us2=u02/edil2-ut*sqrt((1.+fs*us2**2/(2.*g*d))*edil2**4.7)
    edilc=1.-gsrec/((ros-ro)*us2)
    if(abs(edil2-edilc)/edil2.lt.1.e-5)goto 100
    edil2=edilc
    goto 90
C
100    if(ltr2.le.0.)goto 160
C

```

C Regiao de transicao 2

```

    ew2=eden2
    z2(1)=zden2
    ec2(1)=ecden2
    e2(1)=eden2
    alfa2(1)=1.
    if(icont.gt.1)goto 115
    ltr2tt=(1./c)*alog((1.-eini2)/(1.-edil2))
    if((ltr2tt-zden2).ge.ltr2tt)goto 110
    ltr2=ltr2tt-zden2
    goto 115
110  ltr2=ltr2tt
115  ktr2=ifix(ltr2/dz)
    usc2(1)=u02/ec2(1)-ut
    if(ktr2.gt.0)goto 120
    ltr2=0.
    mstr2=0.
    dptr2=0.
    goto 160
120  do 20 j=2,ktr2+1
    z2(j)=z2(j-1)+dz
    rk1=dz*f(u02,kd2,alfa2(j-1),ec2(j-1))
    rk2=dz*f(u02,kd2,alfa2(j-1),(ec2(j-1)+rk1/2.))
    rk3=dz*f(u02,kd2,alfa2(j-1),(ec2(j-1)+rk2/2.))
    rk4=dz*f(u02,kd2,alfa2(j-1),(ec2(j-1)+rk3))
    ec2(j)=ec2(j-1)+(rk1+2.*rk2+2.*rk3+rk4)/6.
    usc2(j)=u02/ec2(j)-ut
    num=gsrec+ros*(1.-ew2)*ut
    denom=ros*(1.-ec2(j))*usc2(j)+ros*(1.-ew2)*ut
    alfa2(j)=sqrt(num/denom)
    e2(j)=ec2(j)*alfa2(j)**2+ew2*(1.-alfa2(j)**2)
20   continue
    if(ltr2.lt.ltr2tt)goto 130
    if(abs(edil2-e2(ktr2+1))/edil2.lt.1.e-3)goto 130
    kd2=kd2+0.0005
    kd1=kd2
    goto 120

```

C

130 mstr2=simpm(z2(1),z2(ktr2+1),ktr2,2)

C

C Queda de pressao na regiao de transicao 2

```

    if(zret.lt.z2(ktr2+1))goto 140
    dptr2=0.
    goto 160
140  if(zret.gt.zden2)goto 150
    dptr2=simpp(zden2,z2(ktr2+1),ktr2,1,2)
    goto 160
150  j=int((zret-zden2)/dz)+1
    dptr2=simpp(z2(j),z2(ktr2+1),ktr2-j,j,2)

```

C

```

C Massa de solidos e Queda de pressao na regio diluida 2
160  ldil2=ltt-zden2-ltr2
      if(ldil2.gt.0.)goto 170
      ldil2=0.
      msdil2=0.
      dpdil2=0.
      goto 500
170  msdil2=ros*(1.-edil2)*a*ldil2
      ztr2=zden2+ltr2
      if(zret.gt.ztr2)goto 180
      dpdil2=ros*(1.-edil2)*g*ldil2
      goto 500
180  dpdil2=ros*(1.-edil2)*g*(ltt-zret)

C Queda de pressao e massa de solidos no ciclone
500  ue=wg/(ro*ae)
      dpcic=0.99*ue**2
      mscic=ros*(1.-etopo)*vcic

C
C  Valvula de retorno de solidos
      dpv=116.521*gsrec
      wsrec=gsrec*a
      msv=ros*(1.-emf)*aret*0.42

C
C
C  Coluna de retorno de solidos
C  -----
C  Balanco de massa no sistema
C  -----
      msret=ms-mscic-msden1-mstr1-msdil1-msden2-mstr2-msdil2-msv-3.
      if(msret.gt.0.)goto 550
      msret=0.
550  dpret=msret*g/aret
      lsret=msret/(ros*(1.-emf)*aret)

C -----
C  Balanco de pressao no "loop"
C  -----
      if(dpdlen2.le.0.)goto 870
      dpdenc=dpret-dpden1-dptr1-dpdil1-dptr2-dpdil2-dpcic-dpv-400.
      if(abs(dpdenc)/dpden2.lt.0.01)goto 900
      if((ifix(icont/2)*2-icont).eq.0)goto 840
      ldenx=lden2
840  if(dpdenc.lt.dpden2)then
      lden2=lden2-0.005
      goto 850
      else
      lden2=lden2+0.005
      goto 860
      endif
850  if(ldenx.eq.lden2)goto 900
      if(lden2.le.0.00001)then
      lden2=0.
      msden2=0.

```

```

dpden2=0.
zden2=zas
write(2,'(///,a)')      Nao existe leite denso acima de zas'
eini2=e2(2)
ec2(1)=ec2(2)
e2(1)=e2(2)
alfa2(1)=alfa2(2)
ltr2=ltr2-dz
icont=icont+1
goto 60
else
goto 1000
endif
860  if(ldenx.eq.lden2)goto 900
    if(zden2.ge.ltt)then
        lden2=ltt-zas
        zden2=zas+lden2
        write(2,'(///,a)')      Apenas leite denso acima de zas'
        goto 900
    else
        goto 1000
    endif
C
870  if(dptr2.le.0.)goto 880
    dptrc=dpret-dpden1-dptr1-dpdil1-dpden2-dpdil2-dpcic-dpv-400.
    if(dptrc.gt.dptr2)goto 900
    if(abs(dptr2-dptrc)/dptr2.lt.0.01)goto 900
    eini2=e2(2)
    ltr2=ltr2-dz
    ec2(1)=ec2(2)
    e2(1)=e2(2)
    alfa2(1)=alfa2(2)
    icont=icont+1
    if(ltr2.gt.0.)goto 60
    ltr2=0.
    dptr2=0.
    mstr2=0.
    write(2,'(///,a)')      Apenas leite diluido acima de zas'
    ldil2=ltt-zas
    eini2=edil2
    goto 60
C
880  if(lden1.le.dz)goto 890
    dpsum=dpden1+dptr1+dpdil1+dpden2+dptr2+dpdil2+dpcic+dpv+400.
    if(abs(dpsum-dpret)/dpsum.lt.0.01)goto 900
    if(dpret.gt.dpsum)goto 900
    if(u01.le.ut)goto 900
    lden1=ldeni-dz
    ldil1=ldil1+dz
    eini2=edil1
    goto 1010

```

```

C
890  lden1=0.
      msden1=0.
      dpden1=0.
      if(ltr1.le.dz)goto 895
      dpsum=dpden1+dpstr1+dpdil1+dpden2+dpstr2+dpdil2+dpcic+dpv+400.
      if(abs(dpsum-dpret)/dpsum.lt.0.01)goto 900
      if(dpret.gt.dpsum)goto 900
      if(u01.le.ut)goto 900
      ltr1=ltr1-dz
      ec1(1)=ec1(2)
      e1(1)=e1(2)
      alfa1(1)=alfa1(2)
      goto 75

C
895  ldil1=zas
      ltr1=0.
      mstr1=0.
      dpstr1=0.
      if(u01.le.ut)goto 900
      goto 77

C
900  dpsum=dpden1+dpstr1+dpdil1+dpden2+dpstr2+dpdil2+dpcic+dpv+400.
      write(2, '(/,a,f8.3)') 'Gs,rec(kg/sm^2)=' ,gsrec
      if(lsret.lt.lret)goto 950
      write(2, '(///,a)') 'lsret>lret'

C
950  write(2, '(/,a,i4,/,a,f5.2)') 'icont=' ,icont,
      *'lsret(m)=' ,lsret
      write(2, '(/,a,f5.2,5x,a,f5.2,5x,a,f5.2)') 'lden1(m)=' ,lden1,
      *'ltr1(m)=' ,ltr1, 'ldil1(m)=' ,ldil1
      write(2, '(/,a,f5.2,5x,a,f5.2,5x,a,f5.2)') 'lden2(m)=' ,lden2,
      *'ltr2(m)=' ,ltr2, 'ldil2=(m)' ,ldil2
      write(2, '(a,f7.5,5x,a,f7.5)') 'eden1=' ,eden1, 'eden2=' ,eden2
      write(2, '(/,a,f6.4,5x,a,f6.4)') 'kd1 calculado(m/s)=' ,kd1,
      *'kd2 calculado(m/s)=' ,kd2
      write(2, '(/,a)') 'z(m) alfa e ec'
      z0=0.
      if(lden1.gt.0.)then
        write(2,11)z0,eden1
        write(3,16)z0,eden1
        write(2,11)lden1,eden1
        write(3,16)lden1,eden1
      else
      endif
      if(ktr1.ge.1)then
        do 30 j=1,ktr1+1,5
          write(2,15)z1(j),alfa1(j),e1(j),ec1(j)
          write(3,16)z1(j),e1(j)
30      continue
        else
      endif
      if(ldil1.gt.0.000001)then
        write(2,11)ztr1,edil1

```

40

```

        write(2,11)zas,edil1
        write(3,16)ztr1,edil1
        write(3,16)zas,edil1
        else
endif
if(lden2.gt.0.)then
    write(2,11)zas,eden2
    write(3,16)zas,eden2
    write(2,11)zden2,eden2
    write(3,16)zden2,eden2
    else
endif
if(ktr2.ge.1)then
    do 40 j=1,ktr2+1,5
        write(2,15)z2(j),alfa2(j),e2(j),ec2(j)
        write(3,16)z2(j),e2(j)
        continue
    else
endif
if(ldil2.gt.0.)then
    write(2,11)ztr2,edil2
    write(3,16)ztr2,edil2
    write(2,11)ltt,edil2
    write(3,16)ltt,edil2
    else
endif
write(2,'(/,a,f10.2,a,f12.4)') dpcic(N/m^2)='dpcic,' mscic(k
*g)='mscic
write(2,'(a,f10.2)') dpv(N/m^2) =',dpv
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dpden1(N/m^2)='dpden1,
*' msden1(kg)='msden1
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dptr1(N/m^2)='dptr1,' mstr1(kg)
*='mstr1
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dpdil1(N/m^2)='dpdil1,
*' msdil1(kg)='msdil1
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dpden2(N/m^2)='dpden2,
*' msden2(kg)='msden2
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dptr2(N/m^2)='dptr2,' mstr2(kg)
*='mstr2
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dpdil2(N/m^2)='dpdil2,
*' msdil2(kg)='msdil2
write(2,'(a,f10.2,a,f12.4)') dpret(N/m^2)='dpret,' msret(kg)
*='msret
write(2,'(a,f10.2)') Queda de pressao na coluna de retorno(N/m^
*2) =',dpret
write(2,'(a,f10.2)') Queda de pressao na coluna pp, ciclone e
*valvula(N/m^2)='dpsum
format(1x,f6.3,8x,f6.4)
11 format(1x,f6.3,1x,f6.4,1x,f6.4,1x,f6.4)
15 format(1x,f6.3,2x,f7.5)
16 close(unit=2)
stop
end

```

C
C

```

C -----
      function fro(p,t)
C Gas admitido ideal nas condicoes de operacao
C Peso molecular (PM)=28,98kg/kgmol
C Constante universal dos gases (R)=8314,3J/kgmolK
      pm=28.98
      r=8314.3
      fro=p*pm/(r*(t+273.))
      return
      end
C -----
      function fvisc(t)
C Correlacao para ar em pressoes inferiores a 10 atm
      fvisc=3.6e-8*t+1.7718e-5
      return
      end
C -----
      function fumf(dp,fi)
      common /c1/ro,visc,g,ros
      remf=sqrt(33.7**2+(0.0408*(fi*dp)**3*ro*(ros-ro)*g)/visc**2)-33.7
      fumf=remf*visc/(fi*dp*ro)
      return
      end
C -----
      function fut(dp,fi)
      common /c1/ro,visc,g,ros
      if(fi.eq.1)goto 30
      if(fi.le.0.8)goto 10
      expn=2.70-1.75*fi
      goto 20
10      expn=1./3.
20      fkst=0.843*log10(fi/0.065)
      fkn=5.31-4.88*fi
      cdre2=4.*dp**3*ro*(ros-ro)*g/(3.*visc**2)
      ret=fkst*cdre2/24./(1.+(fkst*sqrt(fkn)/24.*sqrt(cdre2))**expn)**
*      (1./expn)
      fut=ret*visc/(ro*dp)
      goto 60
30      fk=dp*(g*ro*(ros-ro)/visc**2)**(1./3.)
      if(fk.ge.43.6)goto 50
      if(fk.gt.3.3)goto 40
      fut=g*(ros-ro)*dp**2/(18.*visc)
      goto 60
40      fut=0.261*dp*((ros-ro)**2*g**2/(ro*visc))**(1./3.)
      goto 60
50      fut=1.76*sqrt(g*dp*(ros-ro)/ro)
60      return
      end
C -----
      function f1(u0,kd,alfaz,e1z)
      real kd
      common /c2/d,ut,edil2
      common /c6/eini2
      f1=(4.*kd)/(alfaz*d)*(eini2-e1z)/(u0/e1z-ut)
      return
      end

```

```

C -----
function f(u0,kd,alfaz,e1z)
real kd
common /c2/d,ut,edil2
f=(4.*kd)/(alfaz*d)*(edil2-e1z)/(u0/e1z-ut)
return
end

C -----
C Integracao numerica de uma funcao - Metodo de Simpson
function simpn(x0,xn,k,ident)
h=(xn-x0)/k
tpar=0.
timpar=0.
if(ident.eq.1)then
do 20 j=2,k
if((int(j/2)*2).eq.j)then
tpar=tpar+funm1(j)
else
timpar=timpar+funm1(j)
endif
20 continue
simpn=(funm1(1)+4.*timpar+2.*tpar+funm1(k+1))*h/3.
else
do 30 j=2,k
if((int(j/2)*2).eq.j)then
tpar=tpar+funm2(j)
else
timpar=timpar+funm2(j)
endif
30 continue
simpn=(funm2(1)+4.*timpar+2.*tpar+funm2(k+1))*h/3.
endif
return
end

C -----
C Funcao a ser integrada
function funm1(j)
common /c1/ro,visc,g,ros
common /c3/e1(1000)
common /c5/a
funm1=ros*(1.-e1(j))*a
return
end

C -----
C Funcao a ser integrada
function funm2(j)
common /c1/ro,visc,g,ros
common /c4/e2(1000)
common /c5/a
funm2=ros*(1.-e2(j))*a
return
end

```



```

C -----
C Integracao numerica de uma funcao - Metodo de Simpson
  function simpp(x0,xn,k,j0,ident)
    h=(xn-x0)/k
    tpar=0.
    timpar=0.
    if(ident.eq.1)then
      do 20 j=j0+1,k
        if((int(j/2)*2).eq.j)then
          tpar=tpar+funp1(j)
        else
          timpar=timpar+funp1(j)
        endif
      20 continue
      simpp=(funp1(j0)+4.*timpar+2.*tpar+funp1(k+1))*h/3.
    else
      do 30 j=j0+1,k
        if((int(j/2)*2).eq.j)then
          tpar=tpar+funp2(j)
        else
          timpar=timpar+funp2(j)
        endif
      30 continue
      simpp=(funp2(j0)+4.*timpar+2.*tpar+funp2(k+1))*h/3.
    endif
    return
  end

```

```

C -----
C Funcao a ser integrada
  function funp1(j)
    common /c1/ro,visc,g,ros
    common /c3/e1(1000)
    common /c5/a
    funp1=ros*(1.-e1(j))*g
    return
  end

```

```

C -----
C Funcao a ser integrada
  function funp2(j)
    common /c1/ro,visc,g,ros
    common /c3/e2(1000)
    common /c5/a
    funp2=ros*(1.-e2(j))*g
    return
  end
C -----

```

APÊNDICE C

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE POROSIDADE

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.1 - Testes Sem Injeção de Ar Secundário													
Posição z(m)	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4	Teste 5	Teste 6	Teste 7	Teste 11	Teste 12	Teste 15	Teste 19	Teste 23	
0,065	-----	-----	-----	0,99694	0,81642	0,88679	0,94187	0,98164	-----	0,67905	0,95109	0,91426	
0,235	0,99810	-----	-----	0,99810	0,99621	0,99242	0,98674	0,98674	0,99053	0,99054	0,96972	0,97915	
0,445	0,99810	0,99620	0,99241	0,99431	0,99621	0,99621	0,99053	0,98295	0,98295	0,99054	0,97919	0,97157	
0,643	0,99784	1,00000	0,99785	0,99569	0,99785	0,99355	0,98065	0,98495	0,98924	0,99356	0,97637	0,96772	
1,045	0,99743	0,99872	0,99807	0,99550	0,99551	0,99166	0,98332	0,98524	0,99037	0,99167	0,97949	0,97046	
1,475	0,99834	0,99668	0,99668	0,99668	0,99337	0,99171	0,98177	0,98343	0,98674	0,99007	0,98179	0,97512	
1,730	1,00000	0,99705	1,00000	0,99705	0,99705	0,99263	0,98379	0,98379	0,98526	0,99264	0,98234	0,97346	
1,960	0,99580	0,99581	0,99790	0,99581	1,00000	0,99581	0,98953	0,97906	0,97906	0,98745	0,98536	0,98114	
2,225	0,99765	0,99414	0,99414	0,99414	0,99766	0,99298	0,98362	0,98011	0,98127	0,99416	0,98364	0,96839	
2,570	0,99658	0,99545	0,99659	0,99432	0,99773	0,99318	0,98636	0,98522	0,98522	0,99432	0,98978	0,97725	
2,933	0,99681	0,99469	0,99363	0,99257	0,99682	0,99364	0,98621	0,98515	0,98090	0,94702	0,98834	0,97771	
3,295	0,99545	0,99317	0,98976	0,98862	0,99659	0,99204	0,98750	0,98409	0,97499	0,99432	0,98865	0,97953	
3,643	0,99538	0,99538	0,99077	0,98846	0,99654	0,99423	0,99308	0,98847	0,98270	0,99424	0,99309	0,98731	

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.1 - Testes Sem Injeção de Ar Secundário (cont.)													
Posição z(m)	Teste 25	Teste 27	Teste 32	Teste 33	Teste 35	Teste 36	Teste 43	Teste 46	Teste 48	Teste 50	Teste 51	Teste 52	
0,065	-----	0,54150	0,63225	0,86245	0,81591	0,98159	0,82553	0,93864	0,60177	0,61723	0,63896	0,61448	
0,235	0,97159	0,76347	0,84823	0,96405	0,98101	0,98101	0,97158	0,98101	0,69658	0,71566	0,94318	0,91855	
0,445	0,96212	0,96216	0,95257	0,97351	0,97911	0,98101	0,98105	0,97341	0,79140	0,90522	0,97538	0,95833	
0,643	0,9785	0,96778	0,95693	0,96563	0,97844	0,98706	0,98494	0,97844	0,87084	0,95696	0,96775	0,96775	
1,045	0,97690	0,97757	0,96787	0,99295	0,98649	0,98649	0,98652	0,98199	0,94861	0,96790	0,98204	0,98075	
1,475	0,97680	0,98013	0,96680	0,96357	0,98504	0,99003	0,98508	0,98504	0,96681	0,9873	0,98508	0,98343	
1,730	0,97937	0,98528	0,97787	0,96909	0,98670	0,98670	0,98968	0,98523	0,97050	0,98968	0,98527	0,98232	
1,960	0,97906	0,99373	0,97903	0,97281	0,99580	0,98321	0,99372	0,98950	0,97904	0,98743	0,98744	0,98535	
2,225	0,97426	0,98597	0,97071	0,97078	0,98827	0,98475	0,98830	0,98358	0,98829	0,98595	0,98362	0,98479	
2,570	0,97727	0,98978	0,98293	0,97616	0,98974	0,98404	0,98863	0,98404	0,98862	0,98863	0,98409	0,98409	
2,933	0,97879	0,99046	0,98194	0,97880	0,99043	0,98511	0,98939	0,98511	0,98938	0,98938	0,98515	0,98409	
3,295	0,98295	0,99092	0,98179	0,97729	0,98974	0,98632	0,98749	0,98177	0,99090	0,98863	0,98409	0,98409	
3,643	0,98501	0,99309	0,98730	0,98503	0,99306	0,98266	0,98962	0,98381	0,99307	0,99192	0,98962	0,98616	

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.1 - Testes Sem Injeção de Ar Secundário (cont.)											
Posição Z(m)	Teste 53	Teste 54	Teste 55	Teste 56	Teste 57	Teste 60	Teste 62				
0,065	0,98774	0,99080	0,77025	0,96630	0,55599	0,54050	0,72424				
0,235	0,99241	0,99620	0,96207	0,98104	0,92418	0,89380	0,95258				
0,445	0,98862	0,99431	0,97724	0,98104	0,96209	0,98293	0,95637				
0,643	0,98923	0,99569	0,98278	0,98704	0,9742	0,97847	0,96986				
1,045	0,99293	0,99614	0,98458	0,99780	0,98395	0,98137	0,98008				
1,475	0,99336	0,99668	0,98838	0,99170	0,98839	0,98838	0,98174				
1,730	0,9962	0,99705	0,98820	0,99115	0,98673	0,99410	0,98525				
1,960	0,99161	0,99790	0,99162	0,98952	0,98952	0,98952	0,98952				
2,225	0,99297	0,99766	0,98946	0,98712	0,98829	0,98946	0,98243				
2,570	0,99317	0,99658	0,99203	0,99090	0,98863	0,99317	0,98862				
2,933	0,99363	0,99469	0,99257	0,99044	0,99151	0,99150	0,98725				
3,295	0,99317	0,99317	0,99203	0,99090	0,99204	0,99090	0,98748				
3,643	0,99538	0,99538	0,99423	0,99192	0,99423	0,99307	0,98730				

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.2 - Testes Com Injeção de Ar Secundário													
Posição Z(m)	Teste 8	Teste 9	Teste 10	Teste 13	Teste 14	Teste 16	Teste 17	Teste 18	Teste 20	Teste 21	Teste 22	Teste 24	
0,065	-----	-----	-----	-----	-----	0,66357	0,54123	0,65745	0,63298	0,64828	0,64508	0,73687	
0,235	0,98101	0,98671	0,99620	0,98860	0,98670	0,86747	0,94320	0,89587	0,93373	0,96213	0,97916	0,97159	
0,445	0,98481	0,99051	0,99620	0,98860	0,98860	0,96592	0,97917	0,98107	0,98296	0,98864	0,99432	0,99432	
0,643	0,98060	0,98707	0,99569	0,99353	0,99569	0,97851	0,98066	0,99570	0,99570	0,98066	0,98925	0,98710	
1,045	0,98585	0,98649	0,99293	0,98713	0,99035	0,98717	0,98397	0,98717	0,99948	0,97307	0,97370	0,97177	
1,475	0,98339	0,98505	0,99502	0,98837	0,99169	0,99337	0,99172	0,99172	0,98675	0,98012	0,97348	0,97348	
1,730	0,98523	0,98376	0,99409	0,98966	0,99114	0,99264	0,99116	0,98969	0,98969	0,97644	0,97790	0,97496	
1,960	0,98951	0,98741	0,99370	0,98950	0,98950	0,99372	0,99372	0,99372	0,98954	0,98117	0,98953	0,97906	
2,225	0,98710	0,98475	0,99179	0,98358	0,98709	0,99298	0,98831	0,99064	0,98597	0,97661	0,97894	0,96958	
2,570	0,98747	0,98861	0,99203	0,98632	0,98746	0,99546	0,99205	0,99318	0,98978	0,98410	0,98409	0,97841	
2,933	0,98724	0,98618	0,98830	0,98192	0,98404	0,99470	0,99046	0,99046	0,98516	0,97985	0,97879	0,97560	
3,295	0,98747	0,98633	0,98747	0,98063	0,98404	0,99432	0,98978	0,99205	0,98637	0,97842	0,97841	0,97159	
3,643	0,99422	0,99191	0,99075	0,98497	0,98959	0,99424	0,99308	0,99424	0,99193	0,98847	0,98616	0,98271	

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.2 - Testes Com Injeção de Ar Secundário (cont.)													
Posição Z(m)	Teste 26	Teste 28	Teste 29	Teste 30	Teste 31	Teste 34	Teste 37	Teste 38	Teste 39	Teste 40	Teste 41	Teste 42	
0,065	0,96327	0,77016	0,72419	0,70887	0,70887	0,99081	0,57130	0,60177	0,80088	0,60192	0,67809	0,61708	
0,235	0,99431	0,69646	0,65852	0,67749	0,71174	0,99621	0,61140	0,67762	0,58280	0,72514	0,77226	0,72503	
0,445	0,99053	0,86720	0,90514	0,94309	0,95067	0,99052	0,84835	0,87674	0,85777	0,94313	0,94306	0,97155	
0,643	0,98494	0,93540	0,92463	0,97846	0,96554	0,99570	0,93545	0,94618	0,96771	0,94621	0,97846	0,98924	
1,045	0,97818	0,95181	0,95823	0,97173	0,96273	0,99358	0,97432	0,97752	0,98394	0,98074	0,98393	0,98715	
1,475	0,97513	0,98340	0,97510	0,98008	0,97510	0,99502	0,98341	0,98341	0,99170	0,98341	0,99170	0,99170	
1,730	0,97052	0,97787	0,97787	0,97787	0,97787	0,99263	0,97788	0,98525	0,99262	0,98820	0,99114	0,99262	
1,960	0,97277	0,97903	0,98952	0,98113	0,98113	0,99162	0,97905	0,98952	0,98952	0,99162	0,98951	0,99371	
2,225	0,97191	0,98594	0,98477	0,98242	0,98008	0,98829	0,98244	0,99414	0,99180	0,98829	0,98828	0,98712	
2,570	0,98067	0,99203	0,98748	0,98748	0,98406	0,99318	0,99090	0,99431	0,99317	0,99431	0,99431	0,99431	
2,933	0,97666	0,99150	0,98406	0,98406	0,98300	0,98832	0,99151	0,99575	0,99257	0,99257	0,99150	0,98938	
3,295	0,97158	0,99203	0,98634	0,98293	0,98179	0,98521	0,99431	0,99659	0,99317	0,99204	0,99203	0,99090	
3,643	0,98385	0,99192	0,99192	0,98961	0,99192	0,98731	0,99423	0,9954	0,99538	0,99423	0,99422	0,99423	

ANEXO C - Valores Calculados para a Porosidade a partir da Medida Experimental de Queda de Pressão ao Longo da Coluna Principal do Sistema

C.2 - Testes Com Injeção de Ar Secundário (cont.)											
Posição Z(m)	Teste 44	Teste 45	Teste 47	Teste 49	Teste 58	Teste 59	Teste 61	Teste 63	Teste 64		
0,065	0,51925	0,55546	0,61723	0,63255	0,54123	0,66370	0,54068	0,54041	0,66297		
0,235	0,91849	0,87664	0,60192	0,63984	0,64027	0,67826	0,92607	0,97155	0,97155		
0,445	0,97157	0,97153	0,63984	0,63984	0,87693	0,81074	0,97725	0,98293	0,98293		
0,643	0,98494	0,96768	0,80634	0,80634	0,95702	0,91407	0,98063	0,98493	0,98493		
1,045	0,98266	0,98007	0,92937	0,91653	0,96793	0,96154	0,98459	0,97944	0,98458		
1,475	0,98175	0,98339	0,96683	0,96683	0,97515	0,98344	0,98839	0,98174	0,98672		
1,730	0,98231	0,98524	0,98526	0,97788	0,98527	0,97056	0,99263	0,98672	0,98967		
1,960	0,98743	0,99161	0,97905	0,97905	0,98326	0,98327	0,99162	0,98952	0,99371		
2,225	0,98010	0,98242	0,98829	0,98244	0,99064	0,98831	0,98946	0,98360	0,98594		
2,570	0,98749	0,98975	0,99090	0,98863	0,99091	0,99205	0,99431	0,98862	0,98862		
2,933	0,98408	0,98831	0,99257	0,98938	0,99258	0,99258	0,99257	0,98725	0,98831		
3,295	0,98294	0,98633	0,99318	0,98863	0,99318	0,99319	0,99204	0,98748	0,98748		
3,643	0,98731	0,98845	0,99423	0,990769	0,99424	0,99424	0,99423	0,98845	0,98845		