

DINÂMICA DO CONTATO GÁS-SÓLIDO NO ESCOAMENTO CONCORRENTE ASCENDENTE VERTICAL EM SISTEMAS COM RECIRCULAÇÃO

009/85

Este exemplar corresponde à
redução final da Tese defendida
por Elisabete Scolin Mendes
e aprovada pela Comissão
Julgadora em 01/03/1985

Cesar Fontana

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

DINÂMICA DO CONTATO GAS-SÓLIDO NO ESCOAMENTO CONCORRENTE
ASCENDENTE VERTICAL EM SISTEMAS COM RECIRCULAÇÃO

Autor : Elisabete Scclin Mendes

Orientador : Prof.Dr. Cesar Costapinto Santana

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da
Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP
como parte dos requisitos necessários para
obtenção do grau de MESTRE EM ENGENHARIA QUÍ-
MICA

Campinas, SP - Brasil

Março de 1985

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

E R R A T A

Página	Linha	Onde se Lê	Leia-se
15	Tabela II.2	7,10	4,10
21	02	retiradas as	as
22	14	tubo,	tubo, sendo também determinada experimentalmente
37	Equação III.2	$\frac{W_s / \rho_s A}{\epsilon}$	$\frac{W_s / \rho_s A}{(1-\epsilon)}$
39	14	ρ_F	ρ_f
39	17	fazer :	substituir nas equações (III.9) e (III.10) a velocidade do fluido pela velocidade relativa da mistura o que significa efetuarmos a seguinte equivalência:
41	Equação III.11	$V_f = (u-v)\epsilon$	na fluidização no escoamento simultâneo gás-sólido $V_f \rightarrow (u-v)\epsilon$
41	Equação III.14	0,85	0,85;
41	Equação III.15	0,85	0,85;
53	14	mistura,	mistura devido ao campo gravitacional,

E R R A T A - Cont.

Página	Linha	Onde se Lê	Leia-se
99	a partir da 12 ^a	13,14,15,16,17,18	12a,13,14,15,16,17
100	a partir da 1 ^a	19,20,21,22,23,24,25, 26,27,28	18,19,20,21,22,23,24,25,26,27
101	a partir da 1 ^a	29,30,31,32,33,34	28,29,30,31,32,33

A meus pais,

Olver e Maria

A meu esposo,

Carlos Roberto.

A meus filhos,

Carla Maria e

Olver Manoel

A G R A D E C I M E N T O S

Ao Professor Doutor Cesar Costapinto Santana, pela sua dedicada orientação e contínuo incentivo no desenvolvimento deste trabalho.

Ao Carlos Roberto Mendes pelo apoio na montagem experimental.

À Margarida Seixas Maia pelo trabalho de datilografia.

Ao José Roberto Rosa pelo auxílio na elaboração das figuras que compõem o trabalho.

À Universidade Estadual de Maringá - Departamento de Engenharia Química, pelo apoio.

À CAPES, Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, pela bolsa concedida.

Ao FIPEC/Banco do Brasil e à FAPESP pelo auxílio financeiro para a construção da montagem experimental.

À TERMOQUIP, Energia Alternativa Ltda, pela fabricação do equipamento.

A todos que direta e indiretamente contribuíram e tornaram possível a realização do presente trabalho.

ÍNDICE GERAL

	Página
CAPÍTULO I. Introdução	1
I.1. Motivação à pesquisa	2
I.2. Objetivo deste trabalho	4
CAPÍTULO II. Parte Experimental	6
II.1. Introdução	7
II.2. Revisão bibliográfica dos dados experimentais	8
II.3. Descrição do equipamento	10
II.4. Caracterização dos sólidos e gás	15
II.5. Método de operação do sistema e resultados experimentais	22
CAPÍTULO III. Estudo da velocidade crítica do gás	34
III.1. Introdução	35
III.2. Revisão bibliográfica das correlações para o cálculo da velocidade do gás e porosidade do sistema no ponto crítico	35
III.3. Proposição de um método para o cálculo da velocidade crítica do gás e porosi- dade crítica do sistema	39
III.4. Resultados calculados e comparação destes com resultados experimentais próprios e da literatura	42
CAPÍTULO IV. Estudo da queda de pressão	49
IV.1. Introdução	50
IV.2. Revisão bibliográfica de correlações para o cálculo da queda de pressão	50

IV.3. Correlação utilizada e métodos de cálculo para obtenção da queda de pressão	53
IV.4. Resultados calculados e comparação destes com resultados experimentais próprios	57
CAPÍTULO V. Formulação matemática para sistemas gás-sólido concorrente ascendente vertical em regime de fluidização rápida	71
V.1. Introdução	72
V.2. Revisão bibliográfica dos modelos baseados nas equações de conservação	73
V.3. Formulação matemática do modelo diferencial utilizado neste trabalho para o regime de fluidização rápida	75
V.4. Resultados calculados e comparação com resultados experimentais da literatura	77
CAPÍTULO VI. Conclusões e sugestões	94
VI.1. Conclusões	95
VI.2. Sugestões	96
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	98
NOMENCLATURA	102

RESUMO

No presente trabalho foi estudado o escoamento gás-sólido concorrente ascendente vertical, podendo-se decompor esse estudo nas diversas partes descritas a seguir:

1^a Parte:

Estudo experimental da região de fase diluída desde velocidades do gás mais elevadas até o ponto crítico inclusive, realizado em um sistema com possibilidade de utilização de tubos verticais de vidro e PVC com diâmetros de 14,5cm e 7,72cm respectivamente e altura 1,50m. Os sólidos utilizados foram esferas de vidro e carvão mineral em vários diâmetros, sendo realizadas cerca de 290 determinações experimentais.

2^a Parte:

Utilizando-se equações que exprimem a expansão de um sistema particulado uniforme foi aqui proposto um método de previsão da velocidade crítica, sendo comparados os resultados obtidos por este método, com valores previstos por correlações existentes na literatura, com os dados experimentais obtidos na 1^a Parte e também com dados experimentais da literatura.

3^a Parte

Estudo da queda de pressão ao longo do tubo vertical, na região de escoamento mencionado na 1^a Parte, baseando-se em equações de conservação da massa e quantidade de movimento, envolvendo o cálculo das velocidades locais do sólido e fluido e porosidade. Os resultados obtidos para a queda de pressão foram comparados com dados experimentais obtidos no presente trabalho.

4^a Parte:

Com base nas equações de conservação da massa dos constituintes, equação do movimento da mistura e equação para o perfil de concentração apresentado por Li et alii¹⁶ baseada em um modelo de difusão vertical, foi proposto um modelo diferencial para o estudo do regime de arraste com aceleração (ou de fluidização rápida). O objetivo principal deste estudo foi a obtenção dos perfis longitudinais de porosidade, velocidades locais de fluido e partícula sólida e pressão. A simulação foi feita para um sistema vertical de diâmetro 9,0cm e altura de 7,0m, com partículas sólidas de diâmetro médio entre 54×10^{-3} m e 105×10^{-3} mm, massa específica de $2,71 \text{ g/cm}^3$ a $4,59 \text{ g/cm}^3$, sendo coberta uma faixa de vazão de sólidos de 76,39 g/s a 861,11 g/s e vazão de fluido de 9,78 g/s a 35,25 g/s.

SUMMARY

In the present work the vertical upward and co-current flow of a gas-solid mixture was studied and we could decompose this study in various parts as described below:

First Part:

Experimental study of the diluted phase region including higher gas velocities until the critical point was reached; this part being realized in a system of vertical tubes, which ones could be glass or PVC tubes of 14.5cm and 7.72cm of diameter, respectively, and 1.50m high. Glass beads and mineral coal of various sizes were used to make about 290 experimental determinations.

Second Part:

A method to predict the critical velocity was proposed based upon equations that take into account the expansion of an uniform particulated system. The results obtained by this method was compared with the ones predicted by correlations of the literature, the experimental points obtained in the First Part and the experimental points published in the literature.

Third Part:

Study of the pressure drop along the vertical tube in the flow region, mentioned in the First Part, based upon conservation equations for mass and momentum, involving the determination of porosity and local velocities of solid and fluid. The results for the pressure drop were compared with the experimental points obtained in this work.

Fourth Part:

Based upon the balance of mass for each phase, balance of momentum for the mixture and the equation for concentration profile presented by Li et alii¹⁶, which one is based in a vertical diffusion model, a differential model was proposed to study the gas-solid flow with acceleration on the regime called fast fluidized bed. The main purpose of this study was the determination of longitudinal profiles of porosity, pressure and local velocities of fluid and solid particle. The simulation of a vertical system of 9.0cm of diameter and 7.0m high was obtained including solid particles having mean diameter from $54 \times 10^{-3} \text{m}$ to $105 \times 10^{-3} \text{m}$ and specific gravity from 2.71 to 4.59, with solids and fluids mass flow rates ranging from 76.39 g/s to 861.11 g/s and from 9.78 g/s to 35.25 g/s, respectively.

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

I.1 - MOTIVAÇÃO À PESQUISA

A literatura de sistemas que envolvem fluidos e partículas, contém diversos estudos de transporte de partículas em uma corrente de fluido. Muitos destes trabalhos referem-se ao transporte hidráulico e aos escoamentos em dutos horizontais, pois estas foram as primeiras áreas de aplicação industrial. O estudo do escoamento ascendente vertical gás-sólido é um pouco mais recente devido em grande parte, a sua aplicação não somente como meio de transporte mas também em reatores na indústria química.

Os diferentes regimes de escoamento gás-sólido ascendente vertical podem ser descritos conforme o esquema da Figura (I-1).

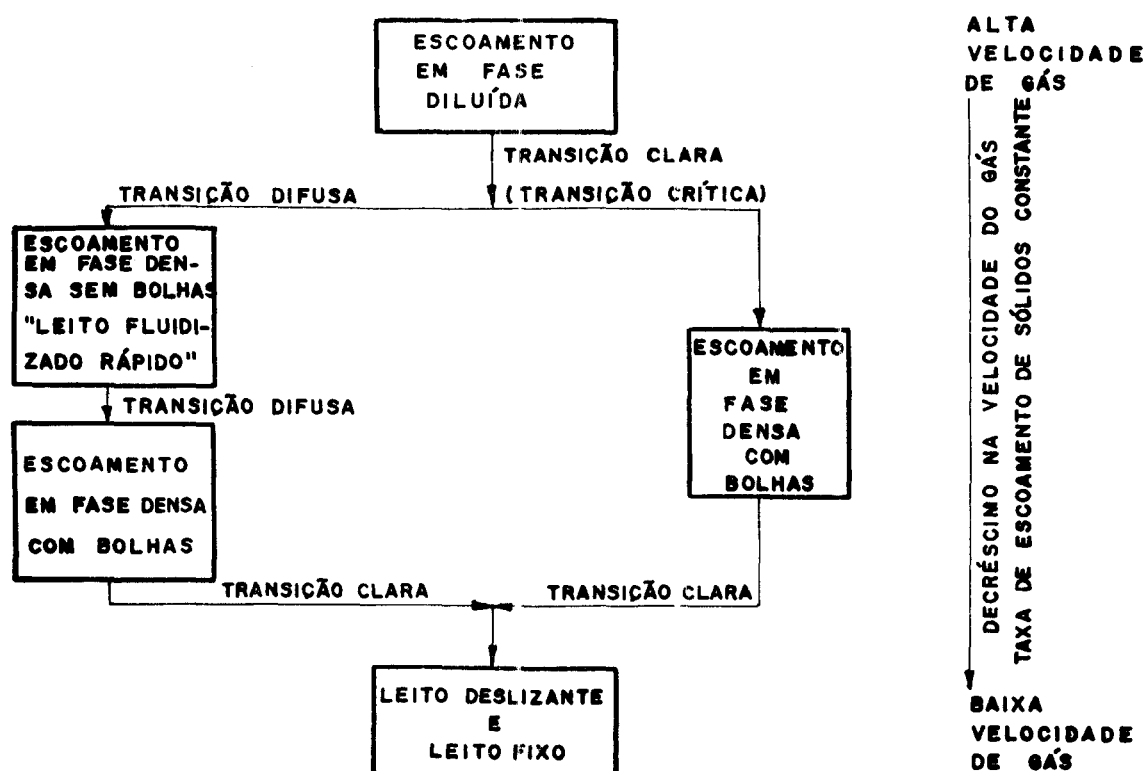


FIG.(I-1) DIAGRAMA DOS POSSÍVEIS ESCOAMENTOS GÁS-SÓLIDO ASCEN - DENTE VERTICAL, MOSTRANDO DOIS TIPOS DE SISTEMAS; SISTEMA TIPO CRÍTICO (LADO DIREITO), E SISTEMA TIPO NÃO CRÍTICO (LADO ESQUERDO)

A altas velocidades de gás os sólidos são transportados como uma suspensão uniforme, sendo conhecido como regime de escoamento em fase diluída, com uma porosidade próxima de um. Mantendo-se fixa a taxa de escoamento de sólidos e reduzindo-se a velocidade do gás, a concentração de sólidos no tubo aumenta. Dois tipos diferentes de comportamento são possíveis, como representado na Figura (I-1). Em um tipo de sistema (lado direito), pode-se atingir um ponto de transição, no qual a suspensão entra em colapso e os sólidos param de ser transportados, fluidizando-se. A clara transição de escoamento em fase diluída para escoamento em fase densa com bolhas, é conhecido como ponto crítico, e a velocidade de transição do gás é definida como velocidade crítica, ("Choking Velocity"), sendo um importante parâmetro no projeto deste tipo de sistema. Reduzindo-se ainda mais a velocidade do gás, mantendo-se a taxa de escoamento de sólidos constante, pode-se atingir um outro ponto de transição, de escoamento em fase densa com bolhas, onde as partículas estão fluidizadas, para leito deslizante ou leito fixo, na qual as partículas estão quase imóveis. Este tipo de sistema tubo-gás-sólido é aqui designado como "sistema tipo crítico", seguindo as idéias propostas por Leung¹³.

No segundo tipo de sistema representado na Figura (I-1) (lado esquerdo), uma transição não muito clara ou difusa é obtida quando a velocidade do gás é gradualmente reduzida, mantendo-se fixa a taxa de escoamento de sólidos no escoamento em fase diluída. Quando a velocidade do gás é reduzida, a concentração de sólidos aumenta e a suspensão torna-se progressivamente mais uniforme. Os sólidos juntam-se formando aglomerados e são então transportados com considerável recirculação interna no tu

bo vertical. Este modo de escoamento que tem sido denominado de transporte em fase densa sem bolhas, é análogo a leito fluidizado com recirculação operando em regime turbulento, sendo designado em grande parcela da literatura como leito fluidizado rápido. Apresenta grande aplicação em reatores gás-sólidos e nestes, em muitos casos, seu uso é mais vantajoso que a fluidização convencional, devido à não ocorrência de desvio da vazão do gás sob a forma de bolhas, apresentando também uma boa uniformização de temperatura e um processamento de maior quantidade de sólidos em unidade de igual tamanho. Reduzindo-se mais a taxa de escoamento de gás, resulta a transição para o escoamento em fase densa com bolhas. As transições do escoamento em fase diluída para o escoamento em fase densa sem bolhas, e deste para escoamento em fase densa com bolhas, são ambas difusas, e não existe nenhuma equação para suas predições. Reduzindo-se mais a velocidade do gás, temos a transição para o leito deslizante e leito fixo. O comportamento deste segundo tipo de sistema é definido como "sistema tipo não crítico".

O comportamento de um sistema como do tipo crítico ou do tipo não crítico é função das propriedades do gás, do tamanho e densidade dos sólidos e do tamanho do tubo. Para este tipo de predição estão disponíveis na literatura três análises quantitativas : Yousfi e Gau³¹, Yang²⁹, Smith²⁵.

Os trabalhos conhecidos na literatura sobre sistemas tipo crítico, mostram uma grande escassez de dados experimentais.

I.2 - OBJETIVOS DESTE TRABALHO

Com o objetivo de estudar o comportamento de misturas

gás-sólido nas imediações do ponto crítico, realizou-se a montagem de um equipamento que permite a determinação experimental da velocidade crítica e da queda de pressão no escoamento. Esses resultados, permitem a comparação com correlações existentes na literatura bem como o estabelecimento de uma nova correlação, visando uma determinação mais segura da velocidade crítica. Análiseu-se também a consistência de equações existentes na literatura, para previsão da queda de pressão no regime concorrente ascendente vertical a velocidades próximas da crítica.

Para um melhor entendimento da dinâmica de sistemas fluidizados rápidos, os estudos anteriores foram complementados com a simulação matemática das equações de conservação da massa dos constituintes, equação do movimento da mistura, acrescidas de perfis de concentração obtidas por Li et alii¹⁶, visando a determinação dos perfis de velocidade locais de fluido e sólido, além dos perfis de pressão e porosidade.

CAPÍTULO II

PARTE EXPERIMENTAL

II.1 - INTRODUÇÃO

O comportamento de misturas gás-sólido no regime de escoamento ascendente vertical em fase diluída desde velocidades do gás mais elevadas até o ponto crítico, pode ser descrito pelo diagrama básico mostrado na Figura (II-1).

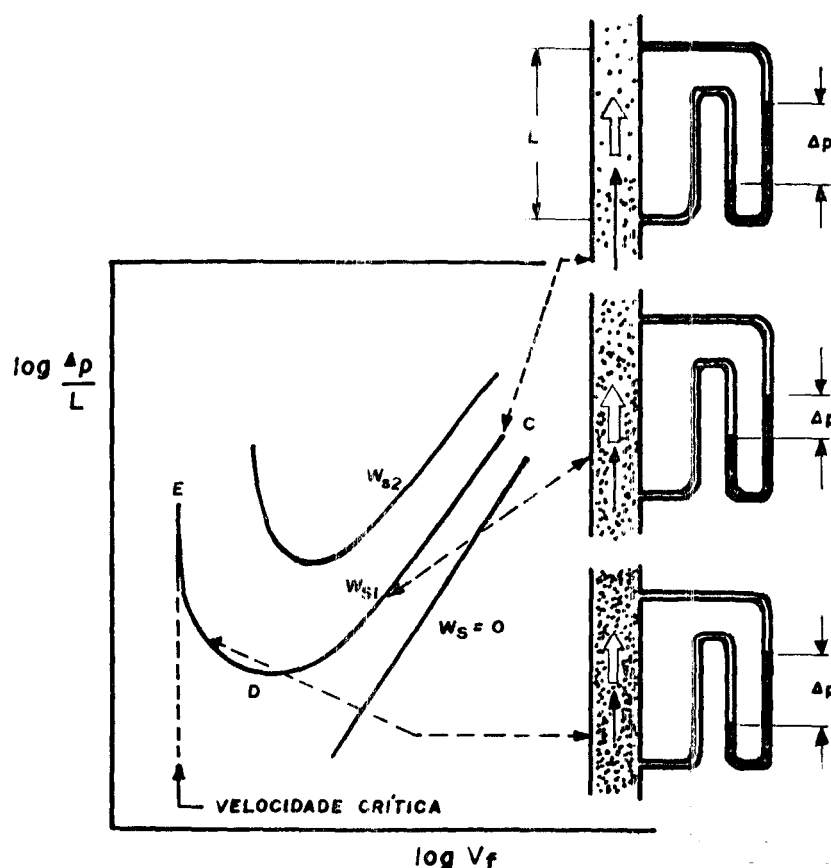


FIG. (II-1) DIAGRAMA BÁSICO DO COMPORTAMENTO DE MISTURAS GÁS-SÓLIDO EM ESCOAMENTO ASCENDENTE VERTICAL

Enquanto que a região de fase mais diluída (ramo CD) é bem estudada com diversas contribuições comentadas na revisão de Thornton²⁷, tem-se poucas contribuições na literatura para o ramo DE onde o sistema se apresenta em concentração mais elevada. Para o projeto desses sistemas torna-se fundamental a

previsão do comportamento dinâmico da mistura gás-sólido. incluindo-se a determinação da queda de pressão e também da velocidade crítica do gás $(V_f)_c$, para a qual a mistura tende a entrar em colapso, acarretando instabilidade e mesmo bloqueio da coluna de contato gás-sólido.

Devido a complexidade do comportamento das misturas bifásicas, optamos inicialmente pelo enfoque experimental, sendo construído um sistema experimental visando o preenchimento de lacunas existentes na literatura com a obtenção de novos dados para a região DE.

II .2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA DOS DADOS EXPERIMENTAIS

Os primeiros estudos com dados experimentais nesta região foram iniciados em 1949 por Zenz³³ e Lewis, Gilliland e Bauer¹⁵, datando desta época o interesse no assunto devido a sua aplicação em várias operações e processos químicos.

Zenz³³, estudou o escoamento horizontal e vertical, estabelecendo para este último, diagramas idênticos ao que aparece na Figura (II-1), a partir dos dados obtidos com sólidos de diâmetros desde 0,167 mm até 1,670 mm massa específica de 1090,7 Kg/m³ até 2101,2 Kg/m³, em tubo de 4,44 cm de diâmetro interno, sendo o meio fluido o ar.

Lewis, Gilliland e Bauer¹⁵, fizeram estudos em equipamentos que operavam de forma contínua e descontínua, sendo o diâmetro do tubo igual a 3,178 cm, a massa específica do sólido, esfera de vidro, igual a 2486,2 Kg/m³ e seu diâmetro variando de 0,040 mm até 0,280 mm, chegando a conclusão de que esferas de tamanho pequeno têm escoamento com características diferentes.

rentes das de tamanho maior.

Outros autores contribuíram com dados e interpretações dos mesmos, destacando-se Ormston, Capes e Nakamura e Knowlton e Bachovchin.

Ormston¹⁹, fez seus estudos utilizando como sólido areia nos diâmetros de 0,120 mm até 0,265 mm, transportada por ar em tubos verticais de diâmetro 2,54 cm e 3,81 cm, obtendo experimentalmente a variação da queda de pressão ao longo do tubo vertical com a velocidade superficial do gás no tubo transportador, e velocidades críticas de gás.

Capes e Nakamura⁴, estudaram o escoamento vertical desde a fase diluída até o ponto crítico, em tubos de 7,62 cm de diâmetro e 9,14 m de altura, usando sólidos de massa específica desde 911,0 Kg/m³ até 7850,0 Kg/m³ e diâmetro de 0,256 mm até 3,400 mm. Os autores determinaram por meio de válvulas as vazões de reciclo de sólidos, fizeram estudos sobre a relação velocidade terminal das partículas com velocidade relativa, determinaram queda de pressão ao longo do tubo e compararam as mesmas com dados da literatura, e observaram o fenômeno do ponto crítico.

Devido ao aumento no número de processos sobre gaseificação de carvão operando a altas pressões e utilizando sistemas verticais, Knowlton e Bachovchin¹⁰, resolveram empreender investigações para determinar o efeito da densidade do gás em vários parâmetros tais como : queda de pressão, velocidade crítica do gás etc. Foi construída uma unidade piloto, tendo o tubo vertical de teste um diâmetro de 7,62 cm e altura de 15,24m, sendo os sólidos investigados a lignitita e a siderita de massa específica 1.260,7 Kg/m³ e 3913,8 Kg/m³, e diâmetro de 0,363 mm

e 0,157 mm respectivamente. Corridas foram feitas, variando a vazão de reciclo de sólidos desde 9,8 g/cm²s até 734,0 g/cm²s e pressão do sistema de 4,76 atm até 47,6 atm, sendo que com os resultados obtidos foram construídas curvas típicas.

Na Tabela (II.1) tem-se um resumo das contribuições comentadas anteriormente.

II.3 - DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO

O sistema montado para obtenção dos dados experimentais neste trabalho encontra-se esquematizado na Figura (II-2).

O ar injetado no sistema por um soprador tipo ventilador radial (1), entra no tubo transportador (7) pelo injetor primário, uma placa distribuidora com borbulhadores (4), e pelo injetor secundário, seis orifícios laterais (5). Os sistemas de controle e medida das vazões dos injetores primário e secundário são independentes mas idênticos, constituídos de válvulas tipo gaveta (2) e placas de orifício (3) separadas por uma distância de 93 cm, localizadas em tubos horizontais paralelos de diâmetro interno igual a 67,6 mm. As placas de orifício de diâmetro igual a 29,7 mm, estão instaladas entre flanges, sendo as tomadas de pressão colocadas a 25,4 mm das mesmas.

As vazões de ar primário e secundário foram calculadas pela equação obtida na calibração das placas de orifício, a qual baseia-se no método descrito por Spink²⁶. A equação completa para medida de escoamento de gás pode ser escrita:

$$Q_h = (F_b, F_r, Y, F_{pb}, F_{tb}, F_{tf}, F_g, F_{pv}, F_{wv}, F_a, F_m) \sqrt{h_w P_f} \quad (II.1)$$

Tabela (II.1) Resumo da Revisão

Autores (Ano)	Sistema	Gás	Sólido	Diâmetro das Partículas (mm)	Massa espe- cífica das partículas (Kg/m ³)	Diâmetro da seção de teste (m)	Altura da seção de teste (m)
Zenz (1949)	Vertical concorrente	Ar	Semente	1,670	1090,7	0,0444	1,12
	Vertical contracor- rente		Areia	0,930	2646,6		
	Horizontal		Esfera de vi- dro	0,588	2486,2		
	Sem recirculação Pressão=atmosférica		Cristais de sal	0,167	2101,2		
Lewis, Gilliland e Bauer (1949)	Vertical concorrente	Ar	Esfera de vi- dro	0,280	2486,2	0,03178	3,05
	Com recirculação			0,100			
	pressão=atmosférica			0,040			
Ormiston (1966)	-	-	Areia	0,265	2646,6	0,0254	-
				0,225			
				0,151			
				0,120		0,0381	
Capes e Nakamura (1973)	Vertical concorrente com recirculação pressão=atmosférica	Ar	Aço	2,340	7700,0	0,0762	9,14
			Aço	1,200	7700,0		
			Aço	0,535	7850,0		
			Aço	0,256	7510,0		
			Poliétileno	3,400	911,0		
			Semente	1,780	1085,0		
			Esfera de vi- dro	2,900	2860,0		
			Esfera de vi- dro	1,780	2900,0		
			Esfera de vi- dro	1,080	2900,0		
Knowlton e Bachovchin (1976)	Vertical concorrente com recirculação altas pressões	Nitrogênio	Lignetita	0,363	1260,7	0,0762	15,24
			siderita	0,157	3913,8		

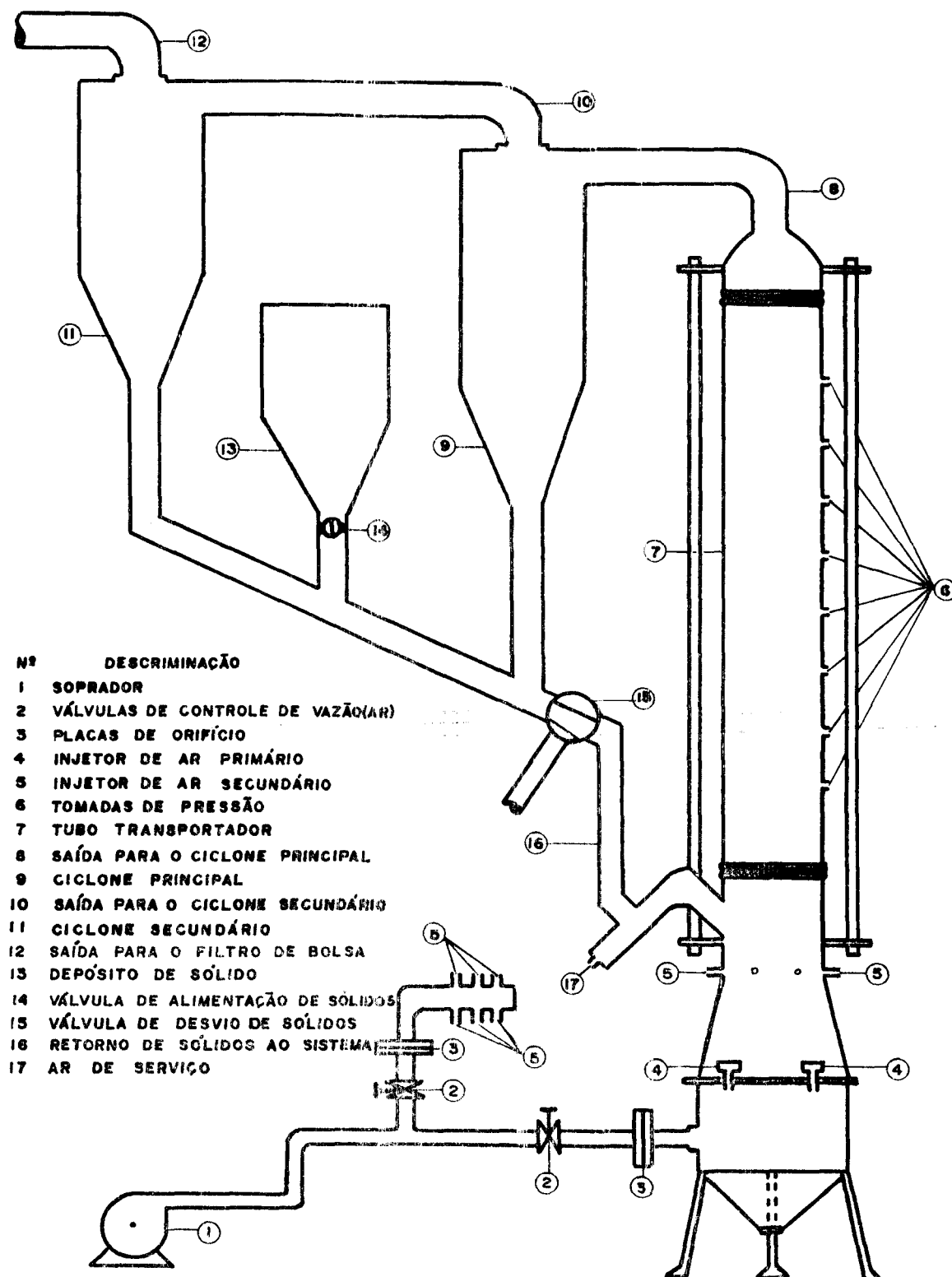


FIG.(II-2) ESQUEMA DO SISTEMA EXPERIMENTAL

sendo que com os dados obtidos em uma corrida feita apenas com ar foram determinados os diversos coeficientes que estão entre parênteses, tomando a equação a seguinte forma:

$$Q_h = (258,517 \frac{T_b(^{\circ}R)}{520} \sqrt{\frac{520}{T_f(^{\circ}R)}}) \sqrt{h_w P_f} \quad (II.2)$$

onde Q_h é a vazão volumétrica de ar em ft^3/h , T_b é a temperatura absoluta ambiente em $^{\circ}R$, T_f é a temperatura absoluta do gás escoando em $^{\circ}R$, P_f é a pressão estática absoluta do gás escoando em psia, e h_w a deflexão manométrica em polegadas de água, medida em manômetro de tubo em U através da placa.

No espaço entre a válvula gaveta e a placa de orifício, foram colocados em ambos os tubos, termômetro e tomada de pressão ligada a um manômetro de tubo em U aberto para a atmosfera, com fluido manométrico mercúrio, sendo assim obtidas a temperatura e pressão necessárias na equação do cálculo da vazão de ar.

Os sólidos são colocados em um reservatório de forma cilíndrica com base cônica (13) tendo em sua parte inferior uma válvula borboleta (14). Quando esta válvula é aberta os sólidos caem por gravidade passando pela válvula de desvio de sólidos indo até o sifão, onde são transportadas para o tubo vertical de teste pelo ar de serviço.

O ar de serviço foi retirado de uma linha de ar comprimido, controlado por um filtro regulador de pressão, e a vazão obtida com a utilização de uma placa de orifício de diâmetro interno igual a 13,5 mm. A calibração desta placa forneceu a seguinte equação para o cálculo da vazão :

$$Q_{as} = 0,988 + 0,0743 h_{Hg} - 4,11 \times 10^{-4} (h_{Hg})^2 \quad (II.3)$$

sendo Q_{as} a vazão em m^3/h , h_{Hg} a deflexão manométrica em milímetros de mercúrio, medida em um manômetro de tubo em U.

Os sólidos no tubo transportador entram em contato com o ar primário e ar secundário, resultando o seu arraste através do tubo, sendo a mistura separada por dois ciclones em série. Os sólidos não retidos pelos separadores são coletados e conduzidos a um filtro bolsa, e os retidos retornam ao sistema, obtendo-se então o sistema recirculante.

A vazão de sólidos em recirculação, W_s , é obtida por média aritmética simples das amostras coletadas na válvula de desvio de sólidos (15). Estes sólidos coletados e pesados num determinado intervalo de tempo, para cada vazão de ar, são retornados ao sistema pelo reservatório (13), para que a carga e a vazão de reciclo permaneçam constantes. Para a obtenção de outras vazões de reciclo de sólido, foi necessário a montagem de um depósito auxiliar, entre a válvula de desvio e o sifão, com forma de um cilindro tendo na extremidade inferior uma válvula esfera. Para cada posição de abertura da mesma, vazão de reciclo de sólido diferente era obtida.

O sistema montado permite a utilização de tubos transportadores verticais de vidro e PVC, diâmetros de 14,5 cm e 7,72 cm, altura de 150 cm, tomadas de pressão em número de oito, espaçadas entre si de 16,3 cm e 20 cm respectivamente. No tubo de PVC foi instalado um visor transparente que permitiu observar a circulação da mistura.

A medida do gradiente de pressão ao longo do tubo

transportador, é feita por um multimanômetro, sendo o fluido manométrico água.

As Figuras (II-3) a (II-7) mostram o aspecto geral e seções individuais de operação do sistema.

II.4 - CARACTERIZAÇÃO DOS SÓLIDOS E GÁS

Foram utilizados neste trabalho esferas de vidro de quatro diâmetros diferentes, porém com mesma densidade, fabricadas pela Potters Industrial Ltda-SP, e carvão mineral granulado de Santa Catarina em dois diâmetros diferentes. São apresentados na Tabela (II.2) as propriedades destes sólidos.

TABELA II.2 - Propriedades dos sólidos usados

Material	Massa específica ρ_s (kg/m ³) Esfericidade ϕ	Velocidade de mínima fluidização V_{MF} (m/s)	Diâmetro das partículas d_p (mm)	Velocidade terminal V_∞ (m/s)
Esfera de vidro	2500 1,0	0,0231	0,24	1,68
		0,1079	0,40	3,09
		0,5341	1,00	7,40
		0,6674	1,20	8,53
Carvão Mineral Granulado	1750	0,2081	1,02	7,10
	0,65	0,3667	1,44	5,63

O carvão proveniente de minas de Santa Catarina, encontrava-se na forma granulada tendo sido beneficiado e classificado. Feita a análise granulométrica de uma amostra do mesmo, decidiu-se fazer a separação no conjunto de peneiras mostrado na

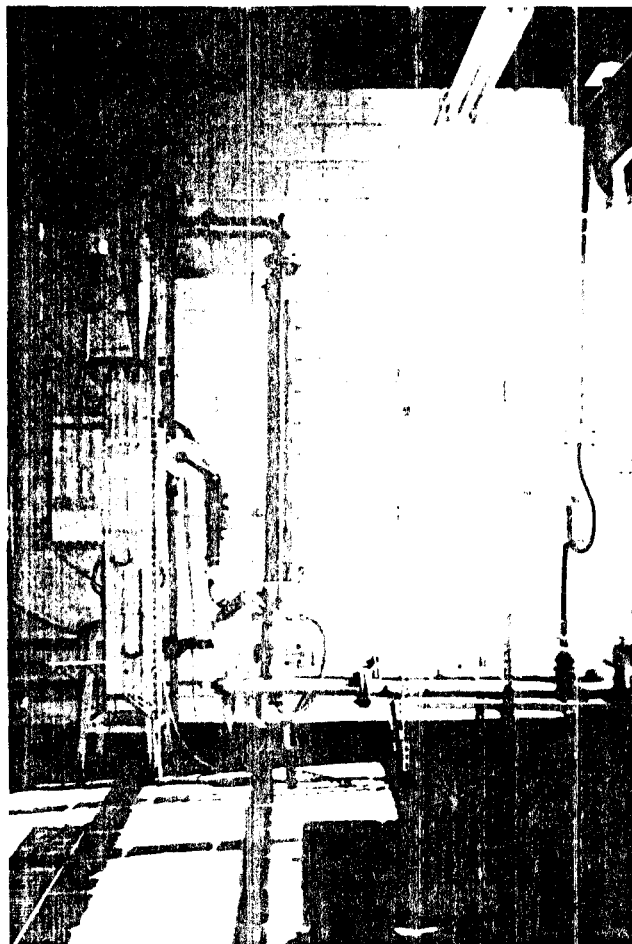


Figura (II-3) Aspecto Geral da Montagem

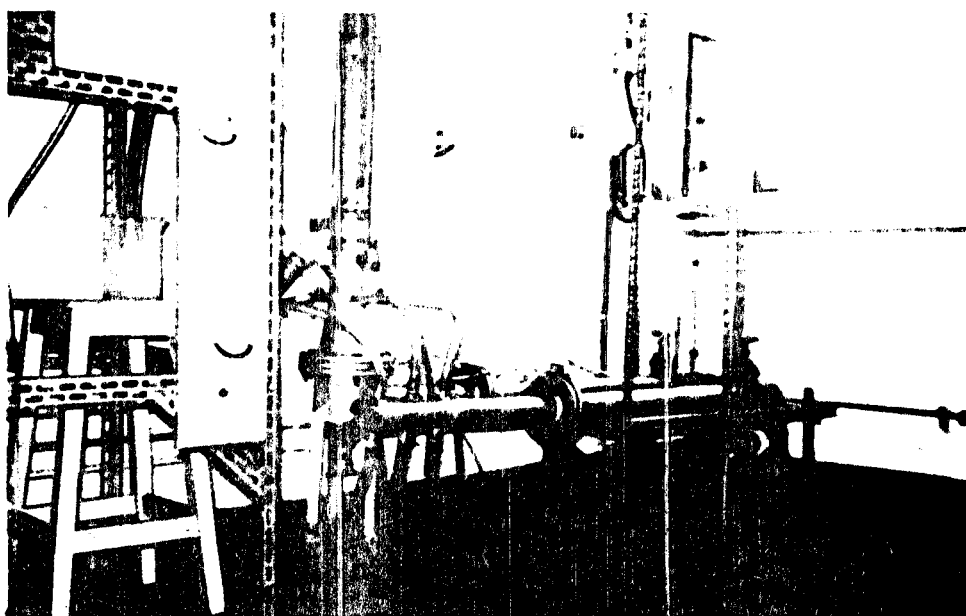


Figura (II-4) Sistema de Injeção, Medida e Controle
de Ar.

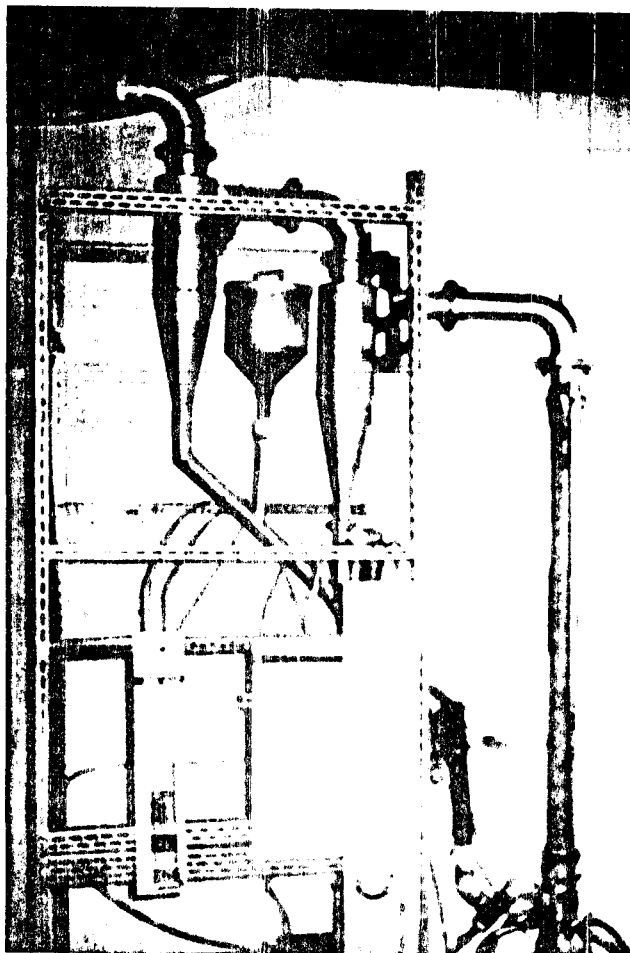


Figura (II-5) Sistema de Alimentação e Separação de Sólidos

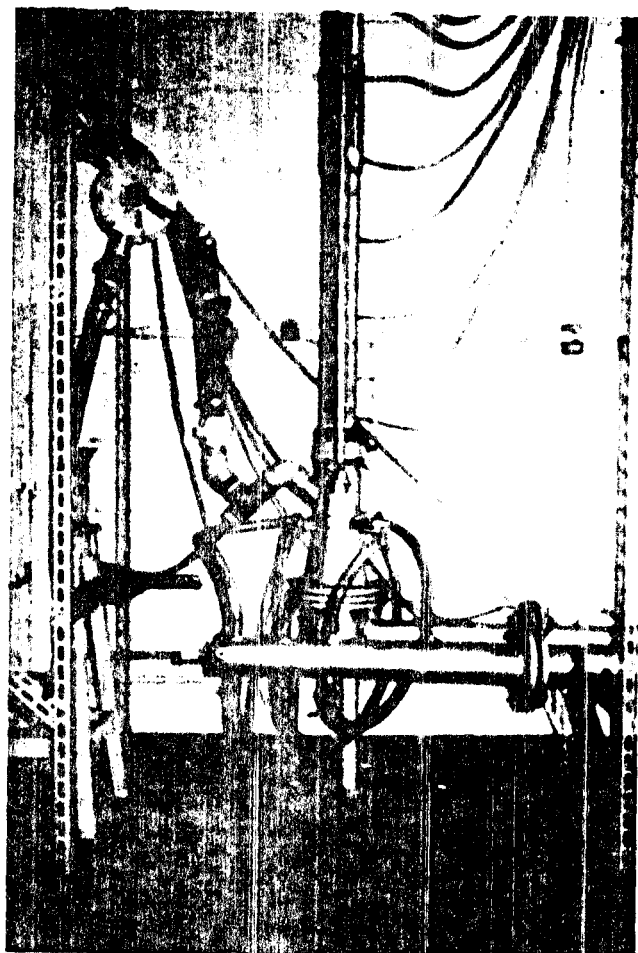


Figura (II-6) Sistema de Recirculação e Válvula
Duas Vias

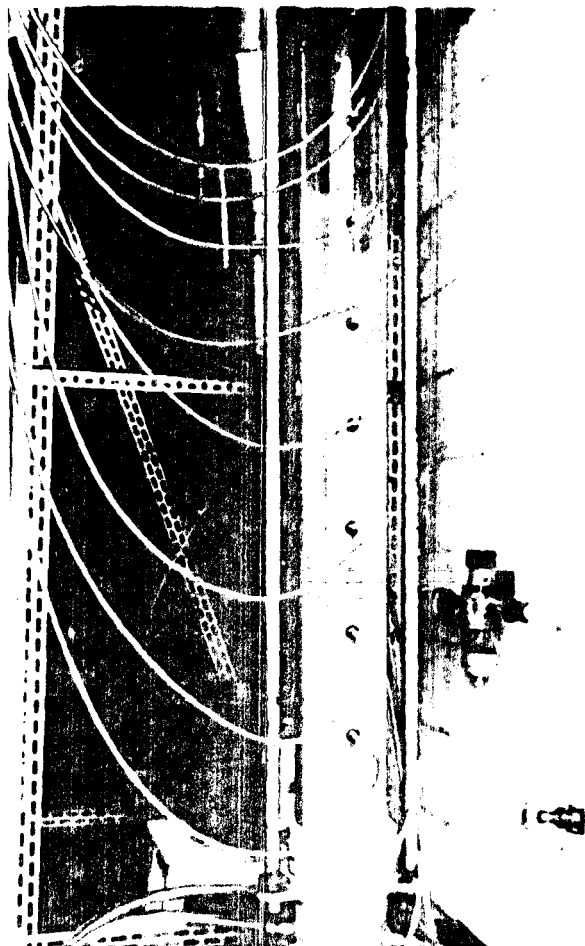


Figura (II-7) Tubo Transportador com Tomadas de Pressão

na Tabela (II.3) e somente utilizar as partículas retidas nas peneiras de Tyler 14 e 20, pois ali ficavam retiradas as maiores massas.

TABELA II.3 - Classificação do carvão

Tyler	Diâmetro de peneira (mm)	Diâmetro da partícula d_p (mm)
6	3,36	-
10	1,68	2,52
14	1,19	1,44
20	0,84	1,02

O ar foi usado como gás transportador, sendo a sua massa específica, ρ_f , igual a $1,085 \text{ Kg/m}^3$ e viscosidade absoluta, μ , igual $1,9 \times 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$ à 55°C e 1 atm.

O cálculo da velocidade terminal das partículas sólidas foi feita por, $V_\infty = \text{Re}_\infty \mu / \rho_f d_p$ sendo Re_∞ calculado através da correlação proposta por Yuan³²:

$$\begin{aligned} \log \text{Re}_\infty = & - 1,38 + 1,94 \log \Lambda - 8,60 \times 10^{-2} (\log \Lambda)^2 - \\ & - 2,52 \times 10^{-2} (\log \Lambda)^3 + 9,19 \times 10^{-4} (\log \Lambda)^4 + \\ & + 3,35 \times 10^{-4} (\log \Lambda)^5 \end{aligned} \quad (\text{II.4})$$

$$\text{onde: } \Lambda = \left[\frac{3}{4} g d_p^3 \frac{(\rho_s - \rho_f) g}{\mu^2} \right]$$

O cálculo da velocidade de mínima fluidização foi feita pela expressão seguinte, conforme proposta por Kunii e

Levenspiel¹¹ :

$$V_{MF} = \frac{\mu}{\rho_f d_p} \left\{ \left[(33,7)^2 + 0,0408 d_p^3 \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\mu^2} \right) g \right]^{1/2} - 33,7 \right\}$$

(II.5)

II.5 - MÉTODO DE OPERAÇÃO DO SISTEMA E RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Podemos resumir nosso método de operação na obtenção de cada ponto experimental em:

- 1 - Posicionamento das válvulas gaveta
- 2 - Determinação da velocidade do ar no tubo transportador
- 3 - Obtenção do perfil de pressão ao longo do tubo transportador
- 4 - Determinação da vazão de reciclo de sólidos, W_s .

Foram obtidos no total 290 pontos experimentais, que permitiram a determinação das curvas apresentadas nas Figuras (II-8) a (II-17). A velocidade crítica $(V_f)_c$ foi determinada como uma assíntota vertical às curvas para cada valor da vazão de reciclo, W_s , do sistema sólido-ar-tubo, e encontra-se na Tabela (II.4).

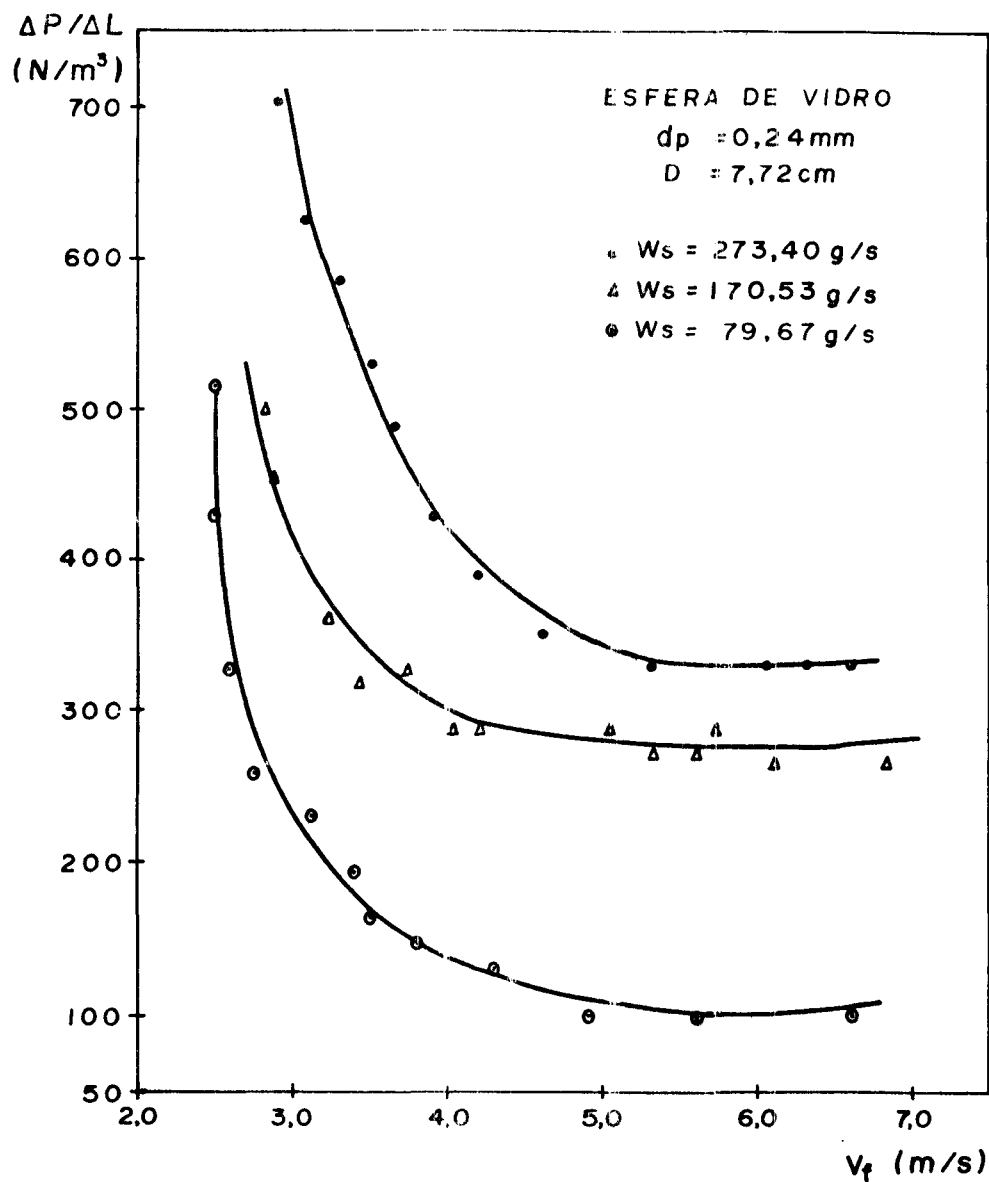


FIG.(II-8) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A
 QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR
 (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

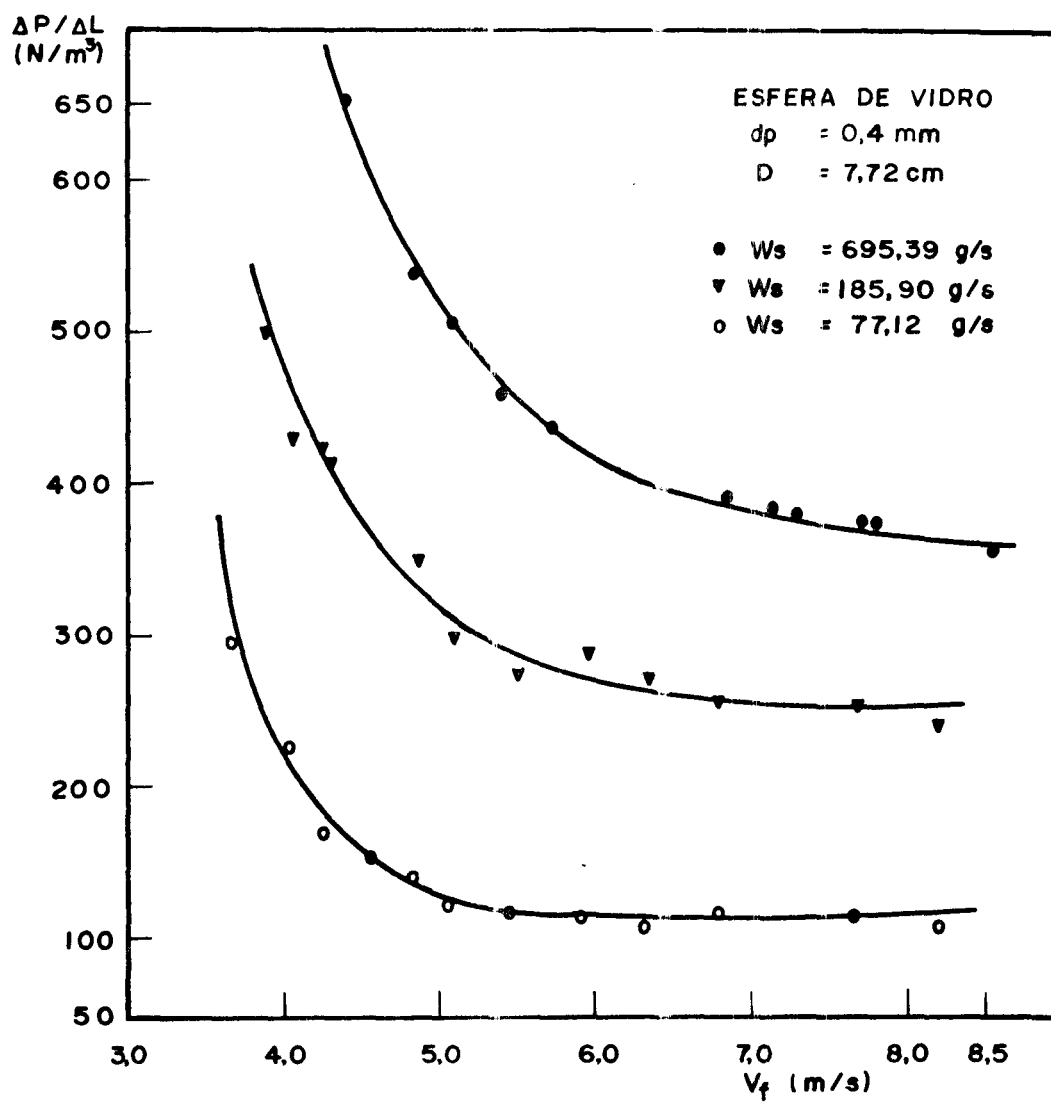


FIG.(II-9) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,4 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

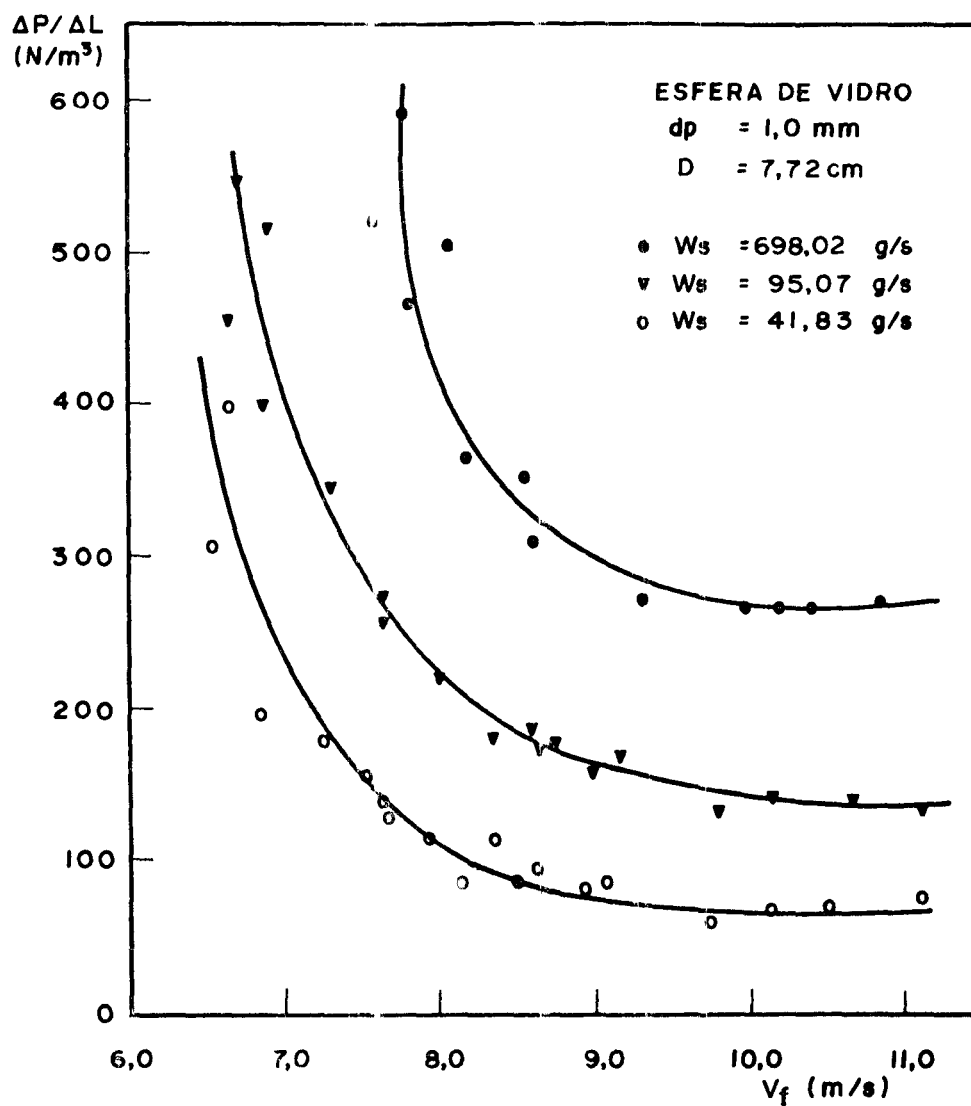


FIG.(II-10) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 1,0 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

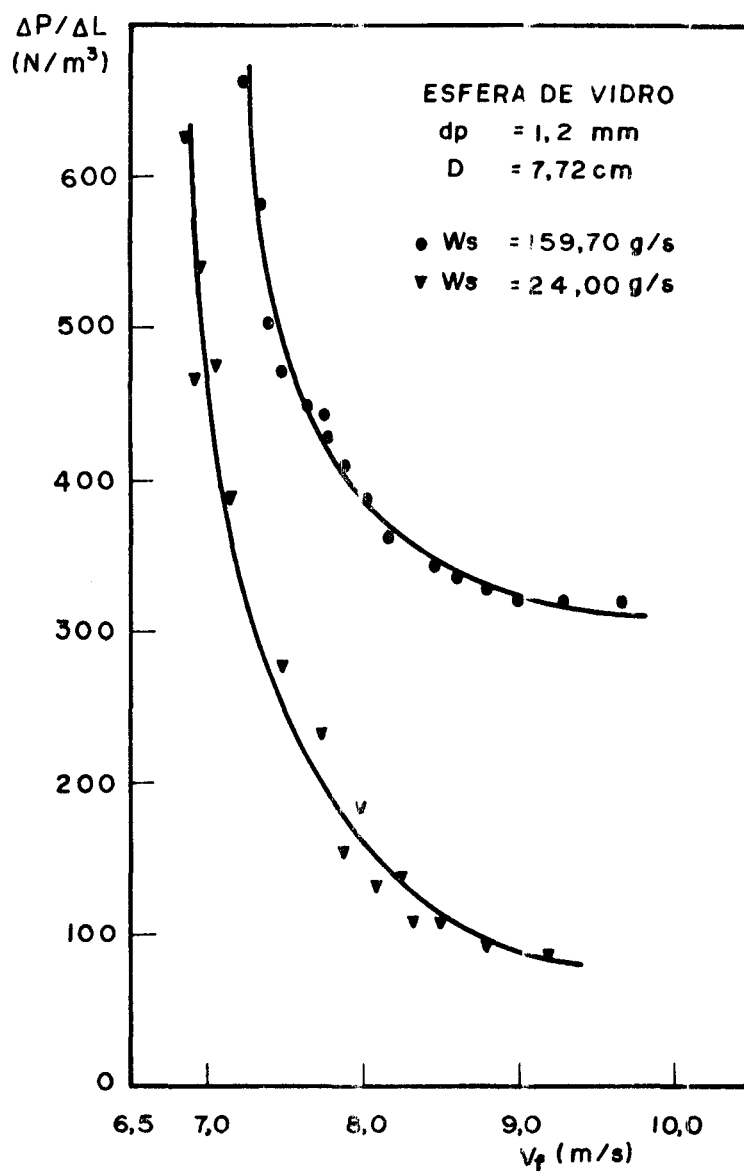


FIG.(II-11) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 1,2 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

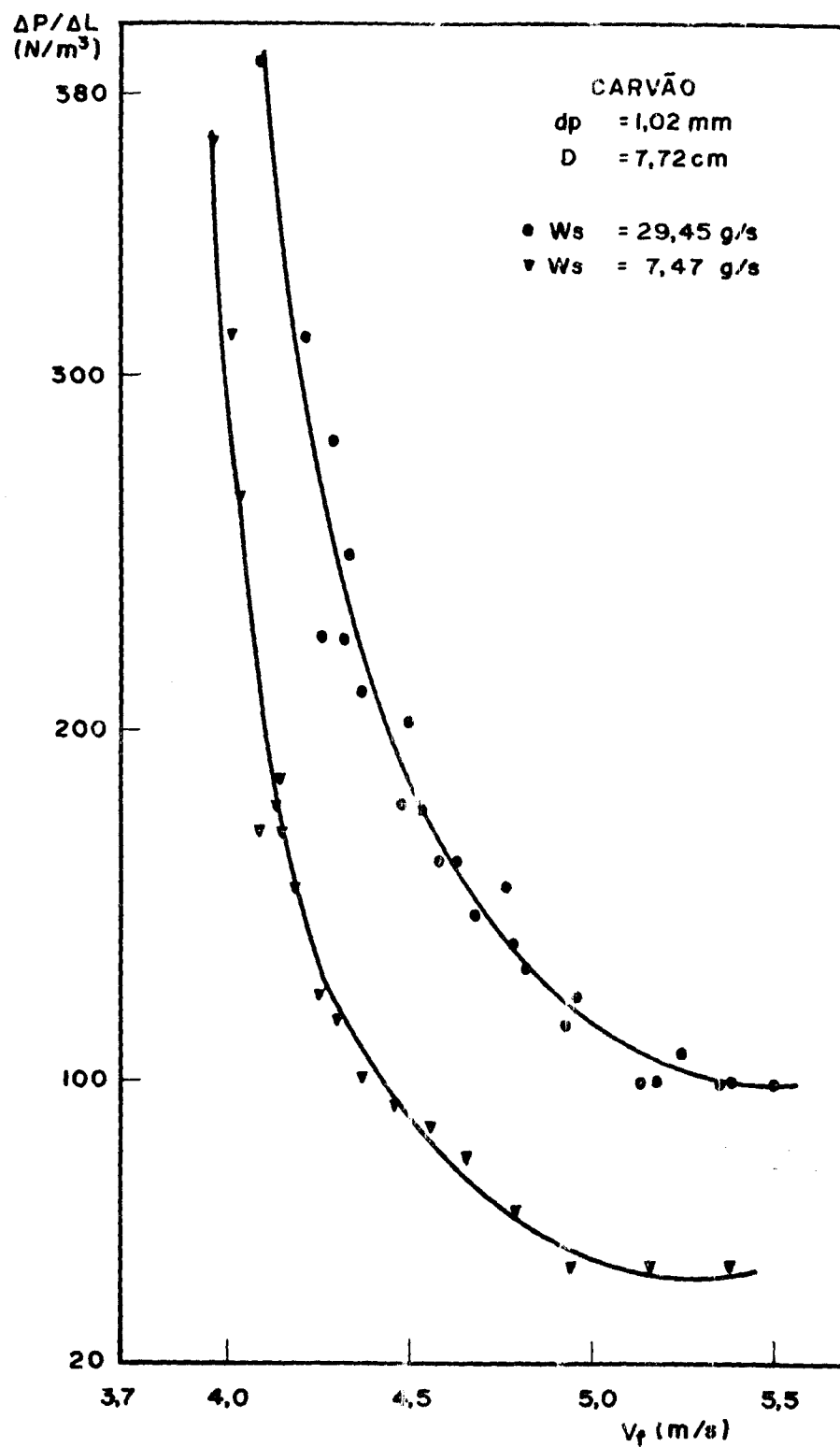


FIG.(II-12) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUE-
 DA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR
 (CARVÃO , $d_p = 1,02 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

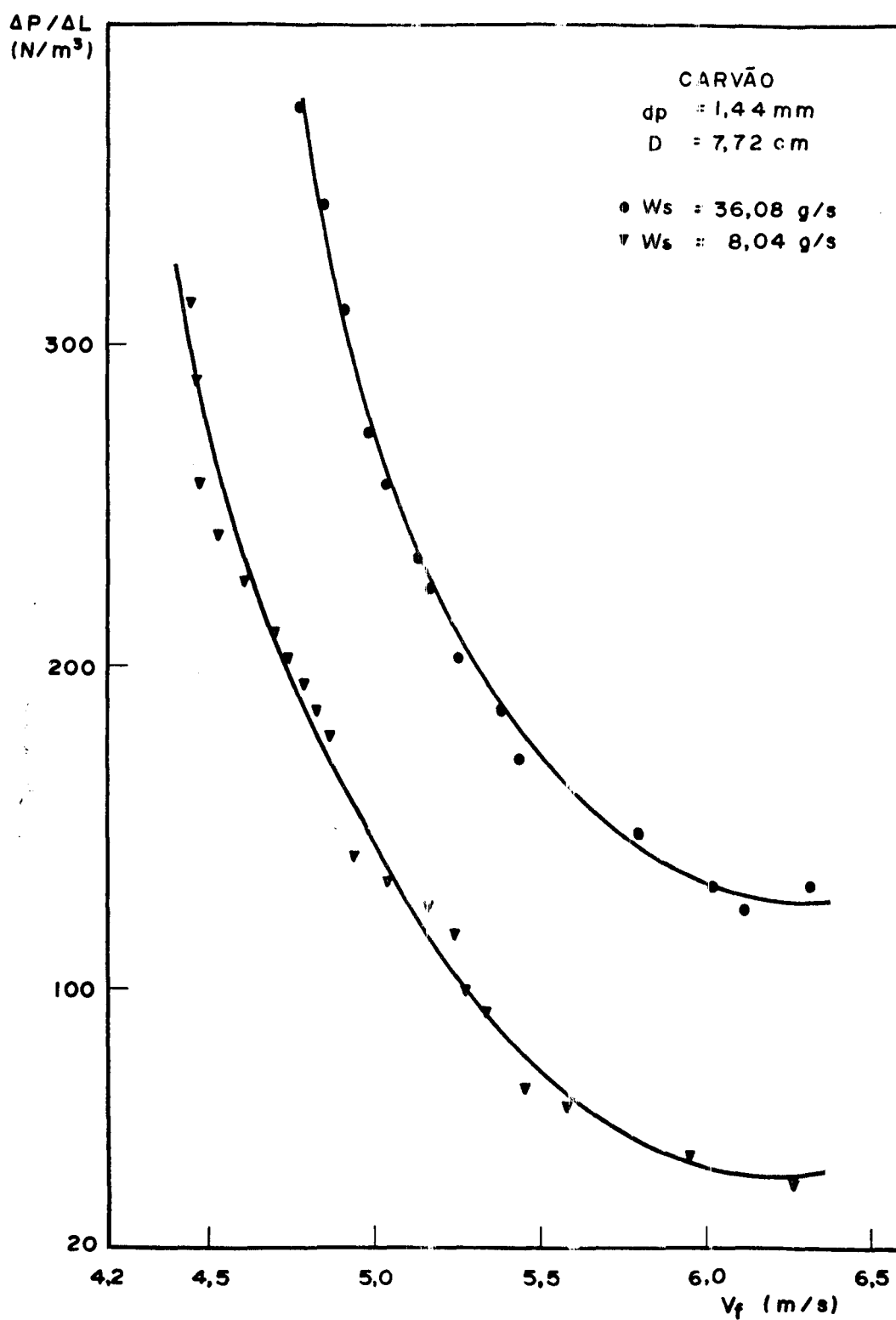


FIG.(II-13) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA
 DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (CARVÃO,
 $d_p = 1,44 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

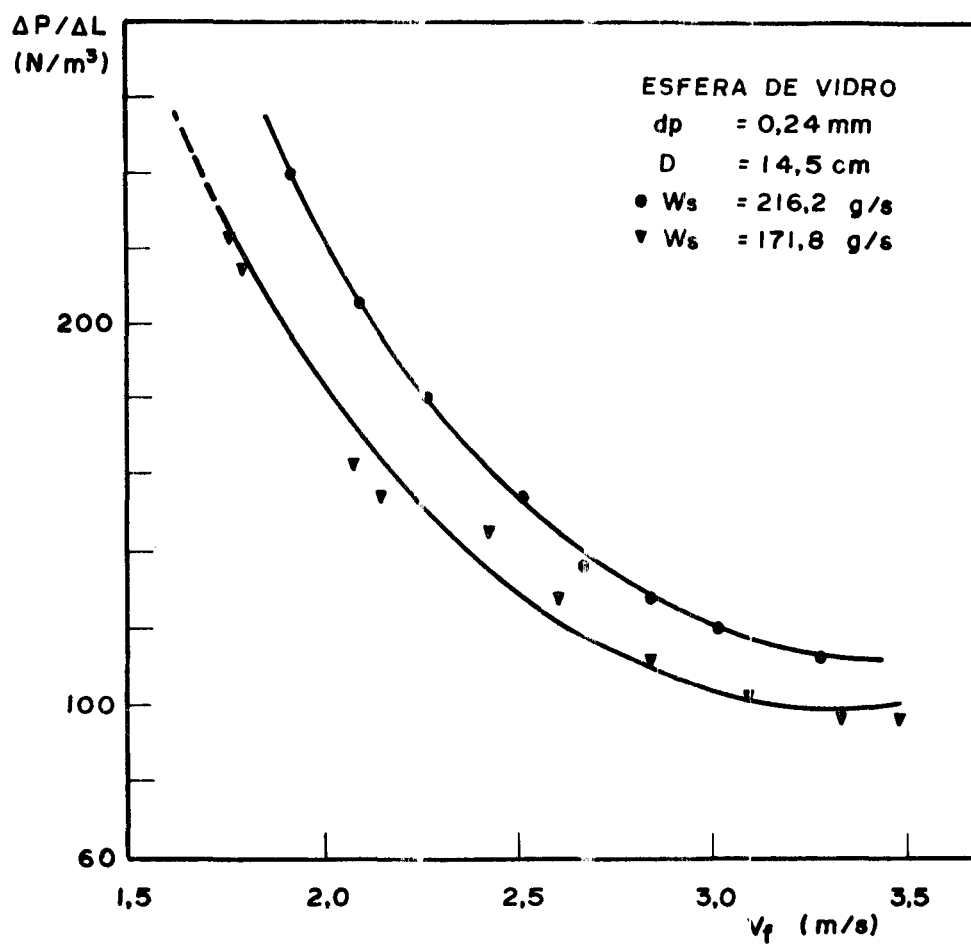


FIG.(II-14) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$)

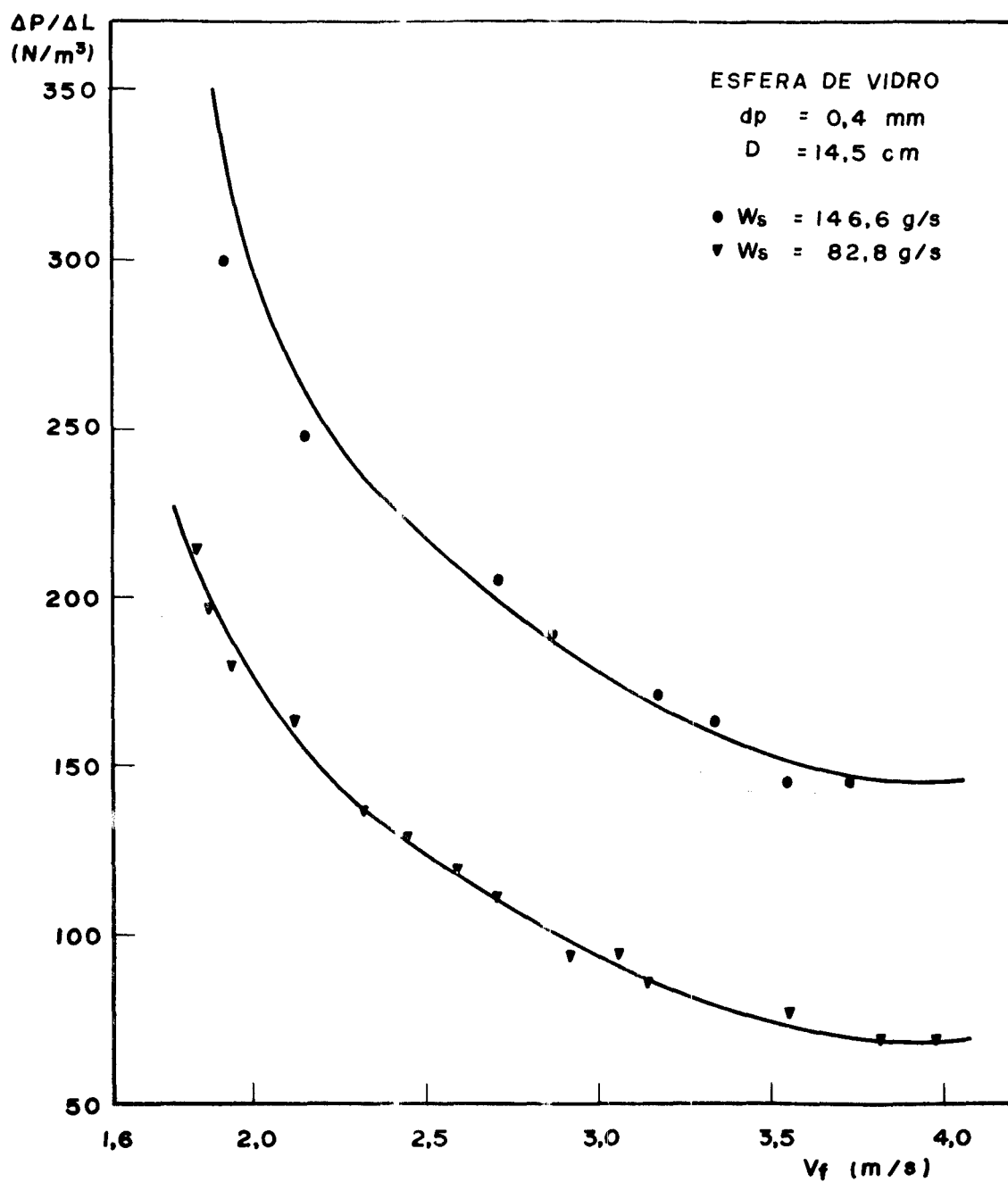


FIG.(II-15) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,4 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$)

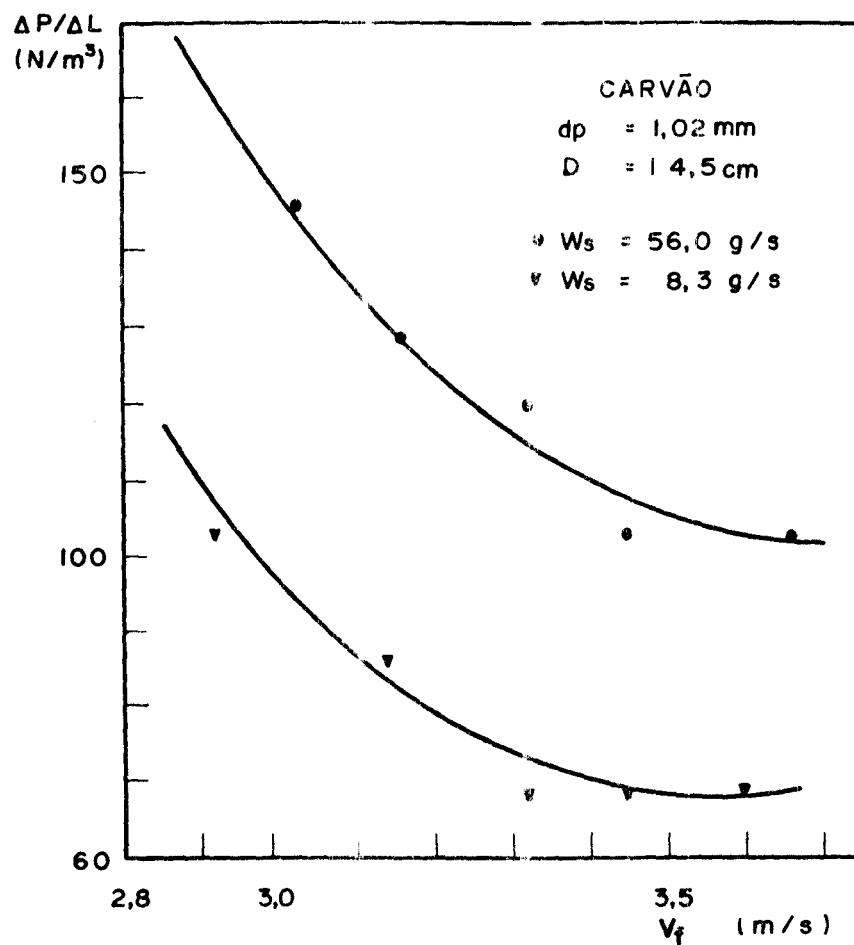


FIG.(II-16) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A
 QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO
 AR (CARVÃO, $d_p = 1,02 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$)

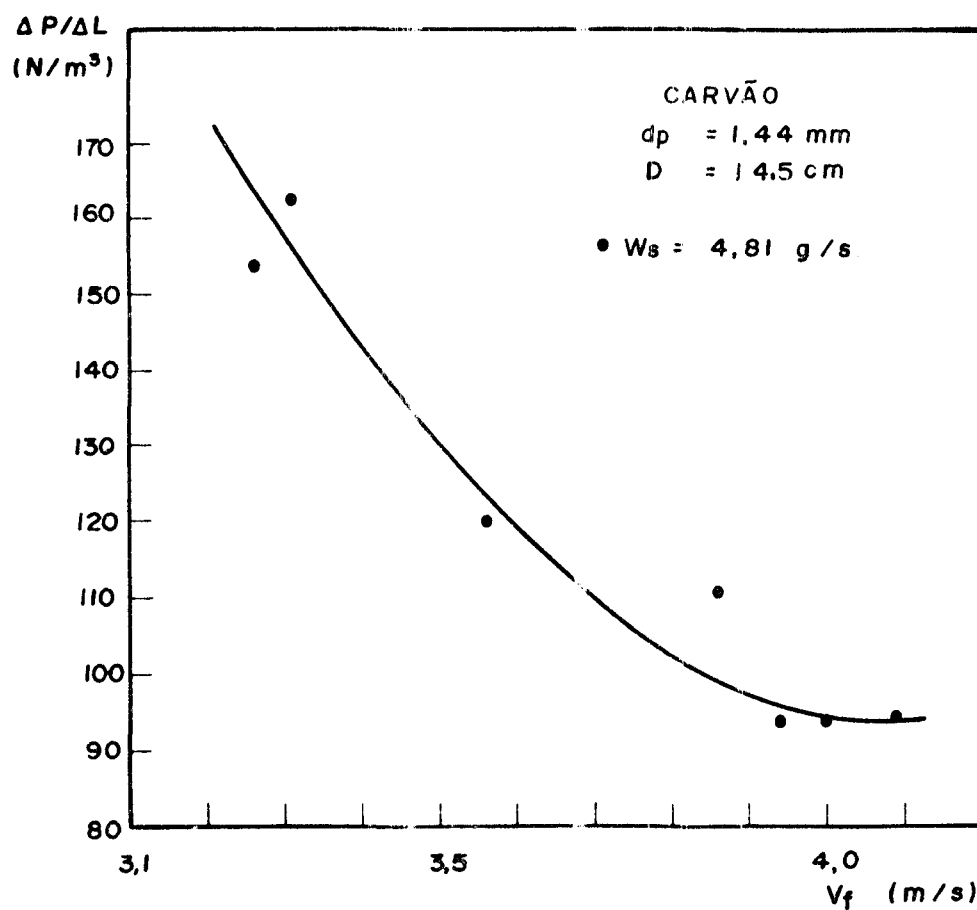


FIG.(II-17) CURVAS EXPERIMENTAIS QUE RELACIONAM A QUEDA DE PRESSÃO COM A VELOCIDADE DO AR (CARVÃO, $d_p = 1,44 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$)

Tabela (II.4) Velocidades críticas obtidas neste trabalho

Material	Vazão dos sólidos W_s (g/s)	Velocidade crítica $(V_f)_c$ (m/s)
Diâmetro do tubo 7,72cm		
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 0,24 \text{ mm}$	273,40 170,53 79,67	2,90 2,70 2,50
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 0,40 \text{ mm}$	695,39 185,90 77,12	4,30 3,80 3,60
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 1,0 \text{ mm}$	698,03 95,07 41,83	7,80 6,70 6,50
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 1,2 \text{ mm}$	159,70 24,00	7,25 6,90
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3, \phi = 0,65$ $d_p = 1,02 \text{ mm}$	29,45 7,47	4,10 3,96
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3, \phi = 0,65$ $d_p = 1,44 \text{ mm}$	36,08 8,04	4,80 4,40
Diâmetro do tubo 14,5cm		
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 0,24 \text{ mm}$	216,20 171,80	1,86 1,70
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3, \phi = 1,0$ $d_p = 0,40 \text{ mm}$	146,60 82,80	1,90 1,80
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3, \phi = 0,65$ $d_p = 1,02 \text{ mm}$	50,00 8,30	2,87 2,85
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3, \phi = 0,65$ $d_p = 1,44 \text{ mm}$	4,81	3,2

CAPÍTULO III

ESTUDO DA VELOCIDADE CRÍTICA DO GÁS

III.1 - INTRODUÇÃO

Para sistemas gás-sólido concorrente ascendente vertical do tipo crítico, existe na literatura equações que podem prever a transição do escoamento em fase diluída para escoamento em fase densa com bolhas e deste para leito deslizante ou leito fixo. Estas equações apresentadas por Leung¹⁴, têm sido usadas para a construção de diagramas quantitativos de regimes de escoamento. Apresentamos na Figura (III-1) um diagrama característico, comparado com dados experimentais deste trabalho.

É de nosso interesse o estudo da transição do escoamento em fase diluída para escoamento em fase densa com bolhas, sendo de fundamental importância a previsão da velocidade crítica do gás $(V_f)_c$ para a qual a mistura gás-sólido tende a entrar em colapso.

Utilizando-se expressões que exprimem a expansão de um sistema particulado uniforme, é aqui proposto um método de previsão da velocidade crítica do gás $(V_f)_c$, sendo comparados os resultados obtidos por este método bem como por correlações existentes na literatura com dados experimentais próprios e da literatura.

III.2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA DAS CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DA VELOCIDADE DO GÁS E POROSIDADE DO SISTEMA NO PONTO CRÍTICO

A condição em que ocorre o ponto crítico tem sido correlacionado por Leung, Wiles e Nicklin¹¹, Yang²⁹, Punwani, Modi e Tarman²⁰, Knowlton e Bachovchin¹⁰.

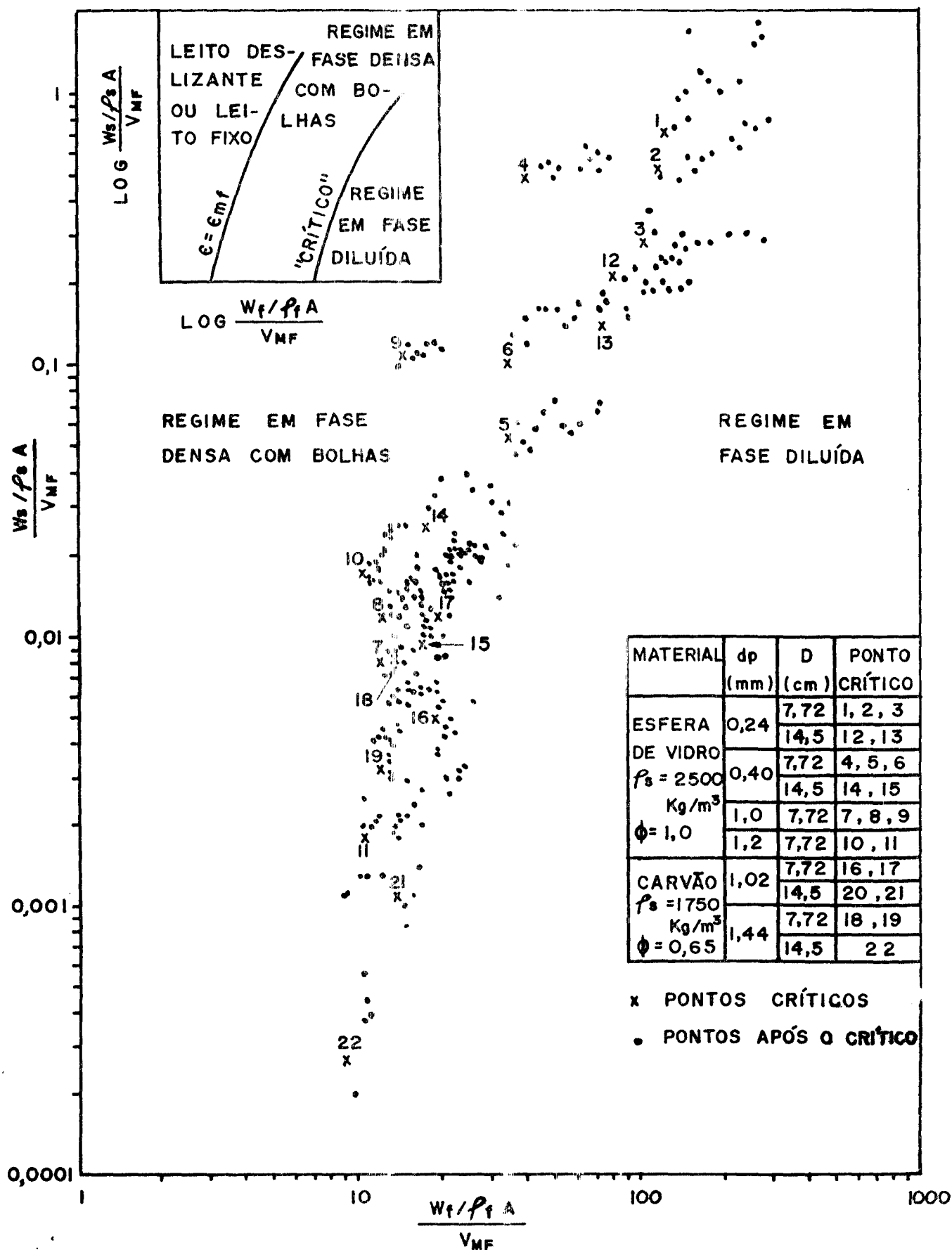


FIG.(III - I) DIAGRAMA DOS REGIMES DE ESCOAMENTO COMPARADO COM DADOS EXPERIMENTAIS DESTE TRABALHO

O método de Leung, Wiles e Nicklin¹¹, para o cálculo da velocidade crítica do gás está baseado em duas hipóteses simplificativas, sendo a primeira de que a porosidade do sistema no ponto crítico é igual a 0,97, e a segunda de que a velocidade relativa (u-v) é igual à velocidade terminal da partícula V_{∞} . Em consequência da conservação da massa pode-se expressar a velocidade local do fluído e do sólido respectivamente por :

$$u = \frac{W_f / \rho_f \Lambda}{\varepsilon} = \frac{V_f}{\varepsilon} \quad (\text{III.1})$$

$$v = \frac{W_s / \rho_s \Lambda}{\varepsilon} \quad (\text{III.2})$$

substituindo estes valores de u e v e a primeira hipótese na segunda hipótese, chegamos a expressão para o cálculo da velocidade crítica por Leung, Wiles e Nicklin:

$$(V_f)_c = 32,3 \frac{W_s}{\rho_s \Lambda} + 0,97 V_{\infty} \quad (\text{III.3})$$

O modelo de Yang²⁹, mantém a segunda hipótese do método anterior, as mesmas expressões para u e v, ou seja, no ponto crítico:

$$\frac{(V_f)_c}{\varepsilon_c} - \frac{W_s}{\rho_s \Lambda (1 - \varepsilon_c)} = V_{\infty} \quad (\text{III.4})$$

é válida, mas em vez de considerar constante a porosidade, mantém constante e igual a 0,01 o fator de atrito do sólido no ponto crítico, $(F_s)_c$. A relação entre a velocidade do sólido e do gás no transporte pneumático vertical foi descrita pela se

guinte equação, modificada por Yang, da velocidade terminal:

$$v = u - V_{\infty} \left[\left(1 + \frac{F_s v^2}{2 g D} \right) \epsilon^{4,7} \right]^{1/2} \quad (\text{III.5})$$

sendo que no ponto crítico a mesma pode ser simplificada e reorganizada para dar:

$$(F_s)_c = \frac{2 g D (\epsilon_c^{-4,7} - 1)}{2} = 0,01 \quad (\text{III.6})$$

$$\left[\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - V_{\infty} \right]$$

Resolvendo-se simultaneamente através de um método numérico as equações (III.4) e (III.6) pode-se obter a velocidade crítica do gás e porosidade crítica do sistema por Yang.

O modelo descrito por Punwani, Modi e Tarman²⁰ só não é idêntico ao de Yang, pelo fato dos autores considerarem o fator de atrito do sólido no ponto crítico $(F_s)_c$ não uma constante, **mais** sim uma função da massa específica do gás. A equação (III.6) fica então :

$$\frac{2 g D (\epsilon_c^{-4,7} - 1)}{2} = 0,008737 \rho_f^{0,077} \quad (\text{III.7})$$

$$\left[\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - V_{\infty} \right]^2$$

Resolvendo simultaneamente as equações (III.4) e (III.7), obtêm-se os valores da velocidade do gás e porosidade do sistema no ponto crítico por Punwani, Modi e Tarman.

Knowlton e Bachovchin¹⁰, utilizando os dados experi-

mentais obtidos a altas pressões com os sólidos siderita e lignita, gás nitrogênio, propuseram uma correlação para o cálculo da velocidade crítica do gás, de forma simplificada e adimensionalizada como :

$$\frac{(V_f)_c}{\sqrt{g d_p}} = 9,07 \left(\frac{\rho_f}{\rho_s}\right)^{0,347} \left(\frac{\mu_s d_p}{\mu \Delta}\right)^{0,214} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{0,246} \quad (\text{III.8})$$

Na Tabela (III.1) tem-se um resumo das correlações citadas anteriormente.

III.3 - PROPOSIÇÃO DE UM MÉTODO PARA O CÁLCULO DA VELOCIDADE CRÍTICA DO GÁS E POROSIDADE CRÍTICA DO SISTEMA

Utilizando resultados experimentais de fluidização homogênea obtidas na Universidade de Toulouse, Angelino¹ propôs as seguintes expressões para a expansão de um leito uniforme de partículas :

$$\epsilon = 1,20 \text{ Re}^{0,17} \text{ Ga}^{-0,11} \text{ M}_V^{-0,12}, \text{ para } \epsilon > 0,85 \quad (\text{III.9})$$

$$\epsilon = 1,58 \text{ Re}^{0,33} \text{ Ga}^{-0,21} \text{ M}_V^{-0,22}, \text{ para } \epsilon \leq 0,85 \quad (\text{III.10})$$

Nestas equações tem-se :

$$\text{Re} = \frac{\rho_f V_f d_p}{\mu}, \text{ Ga} = \frac{d_p^3 \rho_f^2 g}{\mu}, \text{ M}_V = \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_s}$$

Procurando estender os resultados acima para o escoamento simultâneo sólido-fluido, podemos fazer :

Tabela III.1 - Resumo das correlações existentes na literatura

autor	correlação
Leung, Wiles e Nicklin (1971)	$(V_f)_c = 32,3 \frac{W_s}{\rho_s A} + 0,97 V_\infty$
Yang (1975)	$\frac{2g D(\epsilon_c^{-4,7} - 1)}{\left[\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - V_\infty \right]^2} = 0,01$ $\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - \frac{W_s}{\rho_s A(1-\epsilon_c)} = V_\infty$
Punwani, Modi e Tarman (1976)	$\frac{2g D(\epsilon_c^{-4,7} - 1)}{\left[\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - V_\infty \right]^2} = 0,0087 (\rho_f)^{0,77}$ $\frac{(V_f)_c}{\epsilon_c} - \frac{W_s}{\rho_s A (1-\epsilon_c)} = V_\infty$
Knowlton e Bachovchin(1976)	$\frac{(V_f)_c}{\sqrt{g d_p}} = 9,07 \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} \right)^{0,347} \left(\frac{W_s d_p}{\mu A} \right)^{0,214} \left(\frac{d_p}{D} \right)^{0,246}$

$$V_f = (u - v) \varepsilon \quad (\text{III.11})$$

onde as velocidades locais u e v do fluido e das partículas respectivamente, podem ser expressas em função das vazões mássicas W_f e W_s , em consequência da conservação da massa como :

$$u = \frac{W_f / \rho_f A}{\varepsilon} = \frac{V_f}{\varepsilon} \quad (\text{III.12})$$

$$v = \frac{W_s / \rho_s A}{(1-\varepsilon)} \quad (\text{III.13})$$

Substituindo sequencialmente Re, V_f, u e v nas expressões (III.9) e (III.10) obtemos no ponto crítico :

$$\varepsilon_c > 0,85 \quad (V_f)_c = \varepsilon_c \left[\frac{W_s}{\rho_s A (1-\varepsilon_c)} + \frac{\mu \varepsilon_c^{4,88}}{2,92 G_a^{-0,647} M_v^{-0,706} \rho_f d_p} \right] \quad (\text{III.14})$$

$$\varepsilon_c \leq 0,85 \quad (V_f)_c = \varepsilon_c \left[\frac{W_s}{\rho_s A (1-\varepsilon_c)} + \frac{\mu \varepsilon_c^{2,03}}{3,99 G_a^{-0,636} M_v^{-0,667} \rho_f d_p} \right] \quad (\text{III.15})$$

Aplicando a equação do movimento das partículas no sistema gás-sólido concorrente ascendente vertical, desprezando a aceleração das partículas temos:

$$(u-v) = \left[\frac{2(\rho_s - \rho_f) V g}{A \rho_f C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{III.16})$$

Fazendo uso da mesma equação no estudo da queda de uma partícula

la isolada sem aceleração, em um meio estacionário, obtemos para a sua velocidade terminal ou velocidade de queda a seguinte expressão :

$$V_{\infty} = \left[\frac{2(\rho_s - \rho_f) V g}{A \rho_f C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{III.17})$$

Igualando (III.16) à (III.17) e substituindo (III.12) e (III.13), obtemos no ponto crítico:

$$\frac{(V_f)_c}{\varepsilon_c} - \frac{W_s}{\rho_s A (1 - \varepsilon_c)} = V_{\infty} \quad (\text{III.18})$$

Resolvendo o sistema formado pelas equações (III.14) e (III.18) ou (III.15) e (III.18), por um método numérico poderemos obter a velocidade crítica do gás e porosidade do sistema no ponto crítico.

III.4 - RESULTADOS CALCULADOS E COMPARAÇÃO DESTES COM RESULTADOS EXPERIMENTAIS PRÓPRIOS E DA LITERATURA

Com a determinação experimental das vazões de sólidos neste trabalho, conhecendo-se as propriedades físicas do gás e sólido, e a geometria do sistema obteve-se através dos modelos de Leung, Wiles e Nicklin e Knowlton e Bachovchin as velocidades críticas do gás $(V_f)_c$, e através dos modelos de Yang, Punwani, Modi e Tarman, e o proposto neste trabalho utilizando o método de eliminação de Gauss, a velocidade do gás e porosidade do sistema no ponto crítico.

Os resultados obtidos pela correlação de Knowlton e Bachovchin foram abandonadas, ou seja nenhuma análise foi feita com eles pois o desvio absoluto dos mesmos foi superior a 100%, talvez devido ao fato desta correlação ter sido obtida através de pontos experimentais a altas pressões.

Os resultados obtidos pelas outras correlações, inclusive a proposta neste trabalho, foram colocados comparativamente com os dados experimentais na Tabela (III.2). Analisando-se os valores apresentados nesta Tabela, pode-se constatar que as correlações que melhor se ajustaram aos dados experimentais de velocidade crítica do gás deste trabalho, foram a de Leung e a aqui proposta, sendo que esta última dá melhores resultados para diâmetro de partículas acima de 1,0 mm, ou seja ela não fornece bons resultados para partículas pequenas.

Isto pode ser observado ainda na Figura (III-2), onde temos o gráfico de $(V_f)_c$ experimental versus $(V_f)_c$ calculado pelas correlações apresentando um tipo de dispersão aleatória, ou então na Tabela (III.3) onde temos uma análise estatística, sendo o :

Valor médio

$$\bar{Y} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n Y_i \quad (\text{III.19})$$

Desvio médio relativo

$$\text{DMR \%} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \text{ABS} \left[\frac{X_{i \text{ exp.}} - X_{i \text{ calc.}}}{X_{i \text{ exp.}}} \right] \times 100 \quad (\text{III.20})$$

Tabela (III.2) - Resultados experimentais de $(V_f)_c$, resultados calculados de $(V_f)_c$ e $(\epsilon)_c$

Material	Experimental	Experimental	Leung	Yang		Punwani e outros		Este Trabalho	
	W_s (g/s)	$(V_f)_c$ (m/s)	$(V_f)_c$ (m/s)	$(V_f)_c$ (m/s)	$(\epsilon)_c$	$(V_f)_c$ (m/s)	$(\epsilon)_c$	$(V_f)_c$ (m/s)	$(\epsilon)_c$
Diâmetro do tubo 7,72 cm									
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 0,24 \text{ mm}$	273,40	2,90	2,39	4,22	0,9909	4,28	0,9911	1,59	0,8613
	170,53	2,70	2,10	3,85	0,9934	3,90	0,9935	1,54	0,8613
	79,67	2,50	1,85	3,37	0,9960	3,41	0,9961	1,49	0,8613
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 0,40 \text{ mm}$	695,39	4,30	4,92	6,52	0,9832	6,61	0,9836	3,18	0,8841
	185,90	3,80	3,51	5,31	0,9930	5,37	0,9931	2,85	0,8840
	77,12	3,60	3,21	4,75	0,9961	4,79	0,9962	2,78	0,8840
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 1,0 \text{ mm}$	698,03	7,80	9,10	10,76	0,9832	10,85	0,9836	7,02	0,8861
	95,07	6,70	7,44	9,16	0,9955	9,21	0,9956	6,62	0,8861
	41,83	6,50	7,29	8,75	0,9974	8,78	0,9975	6,58	0,8861
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 1,2 \text{ mm}$	159,70	7,25	8,71	10,61	0,9936	10,66	0,9938	7,61	0,8808
	24,00	6,90	8,54	9,65	0,9982	9,67	0,9982	7,53	0,8808
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 0,65$ $d_p = 1,02 \text{ mm}$	29,45	4,10	4,09	5,46	0,9974	5,49	0,9974	3,70	0,8949
	7,47	3,96	4,00	4,48	0,9999	4,98	0,9990	3,67	0,8949
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 0,65$ $d_p = 1,44 \text{ mm}$	36,08	4,80	5,60	7,07	0,9970	7,11	0,9971	5,06	0,8935
	8,04	4,40	5,49	6,51	0,9989	6,53	0,9989	5,04	0,8935
Diâmetro do tubo 14,5 cm									
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 0,24 \text{ mm}$	216,20	1,86	1,80	3,59	0,9973	3,64	0,9973	1,48	0,8613
	171,80	1,70	1,77	3,45	0,9977	3,49	0,9977	1,47	0,8613
Esfera de vidro $\rho_s = 2500 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 1,0$ $d_p = 0,40 \text{ mm}$	146,60	1,90	3,11	4,76	0,9979	4,80	0,9979	2,76	0,8841
	82,80	1,80	3,06	4,48	0,9986	4,51	0,9986	2,75	0,8840
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 0,65$ $d_p = 1,02 \text{ mm}$	56,00	2,87	4,04	5,47	0,9986	5,50	0,9986	3,68	0,8948
	8,30	2,85	3,98	4,82	0,9996	4,84	0,9996	3,67	0,8948
Carvão $\rho_s = 1750 \text{ Kg/m}^3$, $\phi = 0,65$ $d_p = 1,44 \text{ mm}$	4,81	3,2	5,46	6,23	0,9997	6,25	0,9997	5,03	0,8935

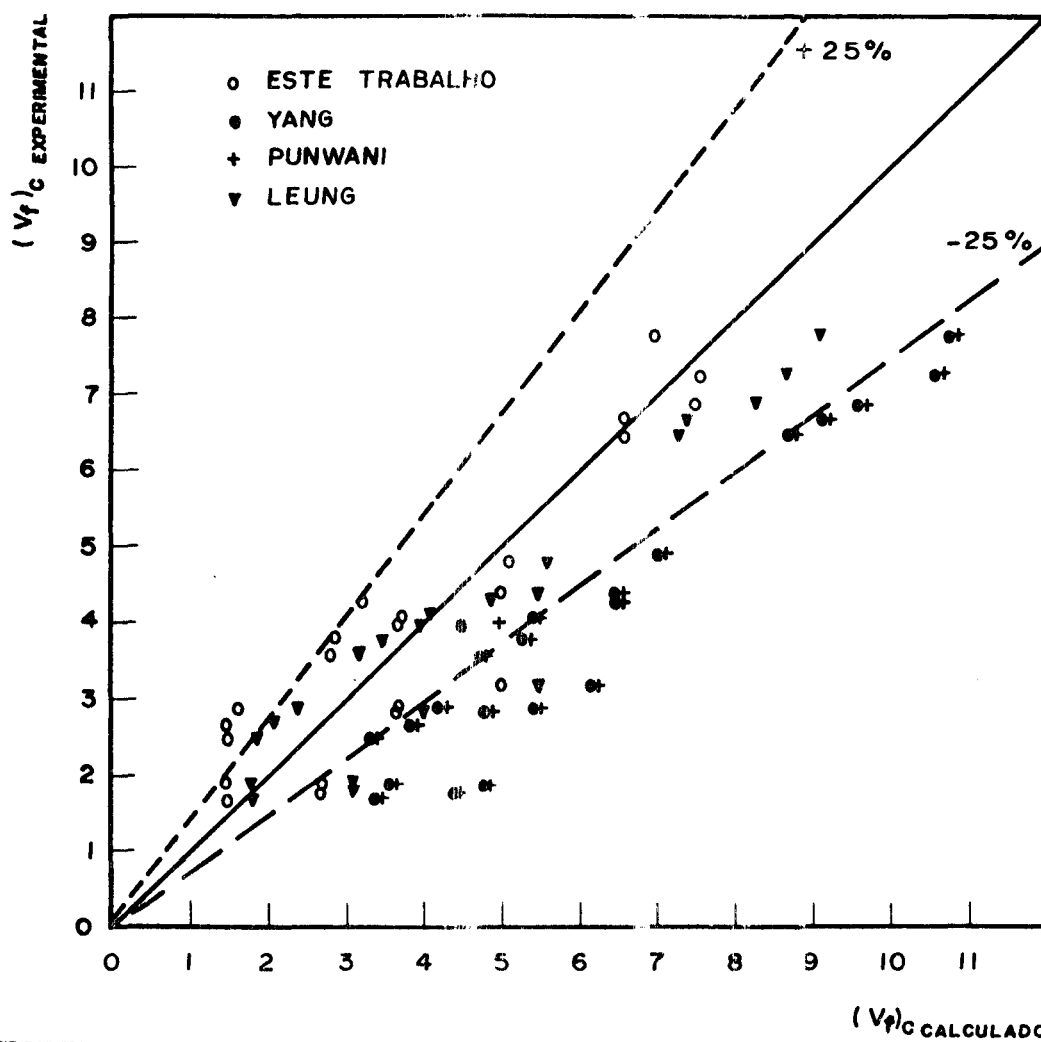


FIG.(III- 2) COMPARAÇÃO ENTRE OS DADOS EXPERIMENTAIS
 DESTE TRABALHO E OS VALORES CALCULADOS
 POR CORRELAÇÕES

Desvio padrão da distribuição

$$DP = \left[\frac{\sum_{i=1}^n (Y_i - \bar{Y})^2}{n} \right]^{1/2} \quad (\text{III.21})$$

sendo $Y = (V_f)_c \text{ exp.} / (V_f)_c \text{ calc.}$, $x = (V_f)_c$, $n = 22$ pois foram estes os pontos experimentais obtidos neste trabalho e analisados para todas as correlações da Tabela III.1, com exceção da de Knowlton e Bachovchin.

Tabela (III.3) Análise estatística de $(V_f)_c$

Correlação	Valor médio	Desvio médio relativo %	Desvio padrão
Leung	0,91	23,4	0,21
Yang	0,65	60,6	0,12
Punwani e outros	0,64	62,4	0,11
este trabalho	1,1	23,3	0,33

Verifica-se que, apesar das características de instabilidade na determinação experimental de $(V_f)_c$, tem-se bom desempenho das correlações aqui apresentadas.

Com o objetivo de testar a correlação proposta por este trabalho, foram estudados alguns pontos experimentais obtidos por Zenz³³, Lewis, Gilliland e Bauer¹⁵, Capes e Nakamura⁴, sendo que os diâmetros das partículas variam desde 0,167 mm até 3,400 mm, a massa específica de 911,0 Kg/m³ até 7700,0 Kg/m³, o diâmetro do tubo de 3,18 cm até 7,62 cm e a vazão de sólidos de 5,3 g/s até 166,0 g/s. Na Figura (III-3) são comparados estes valores de $(V_f)_c$ e ϵ_c experimentais e aqueles calculados pela correlação deste trabalho.

Verifica-se que tanto para dados próprios como para dados da literatura, a dispersão dos valores obtidos pela aplicação do modelo proposto neste trabalho mantém-se numa faixa de $\pm 25\%$.

Foi obtido o valor médio (equação III.19), desvio médio relativo (equação III.20), desvio padrão (equação III.21), para a velocidade crítica do gás onde $Y = (V_f)_c \text{ exp} / (V_f)_c \text{ calc.}$, $X = (V_f)_c$, e porosidade crítica do sistema onde $Y = (\epsilon)_c \text{ exp.} / (\epsilon)_c \text{ calc.}$, $X = (\epsilon)_c$, igual a 1,23 e 1,11, 19,90 % e 9,90 %, 0,05 e 0,06 respectivamente, entre os 21 pontos experimentais da literatura e os valores calculados pela correlação deste trabalho.

• ZENZ (1949)
 ▼ LEWIS (1949)
 ○ CAPES E NAKAMURA (1973)

$0,167 \text{ mm} \leq d_p \leq 3,4 \text{ mm}$
 $911 \text{ Kg/m}^3 \leq \rho_s \leq 7700 \text{ Kg/m}^3$
 $0,0053 \text{ Kg/s} \leq W_s \leq 0,166 \text{ Kg/s}$
 $3,18 \text{ cm} \leq D_t \leq 7,62 \text{ cm}$

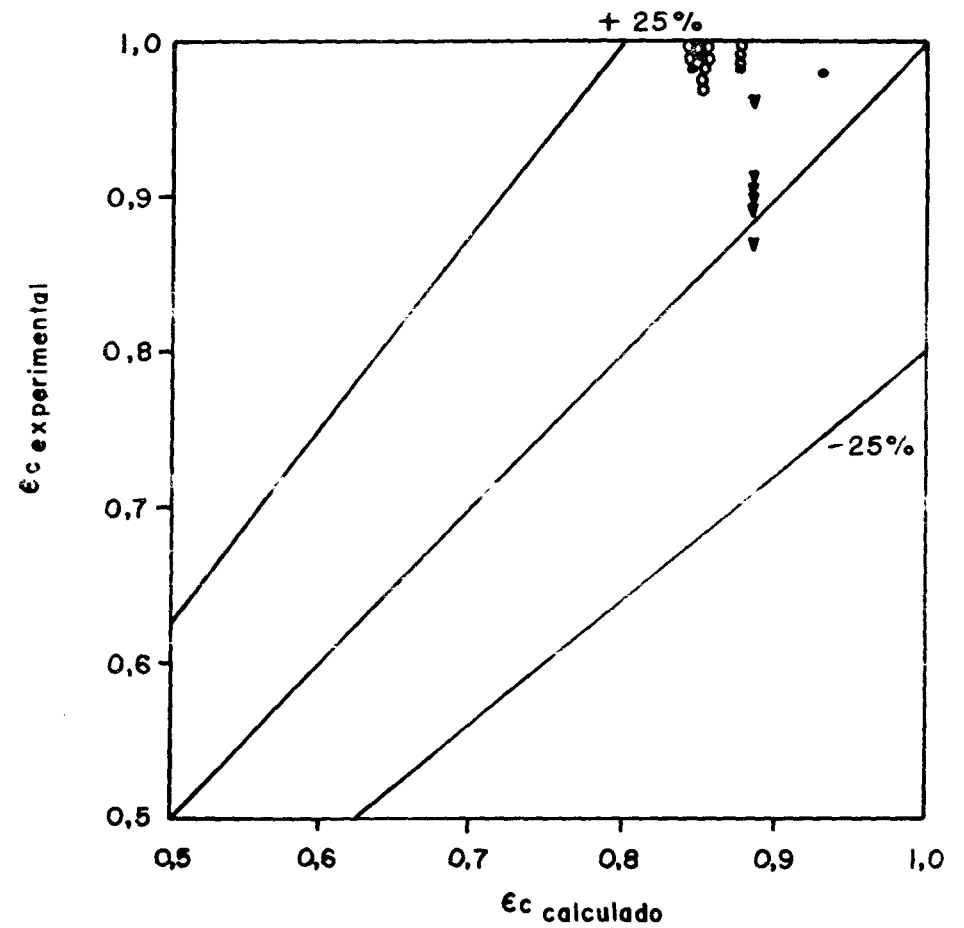
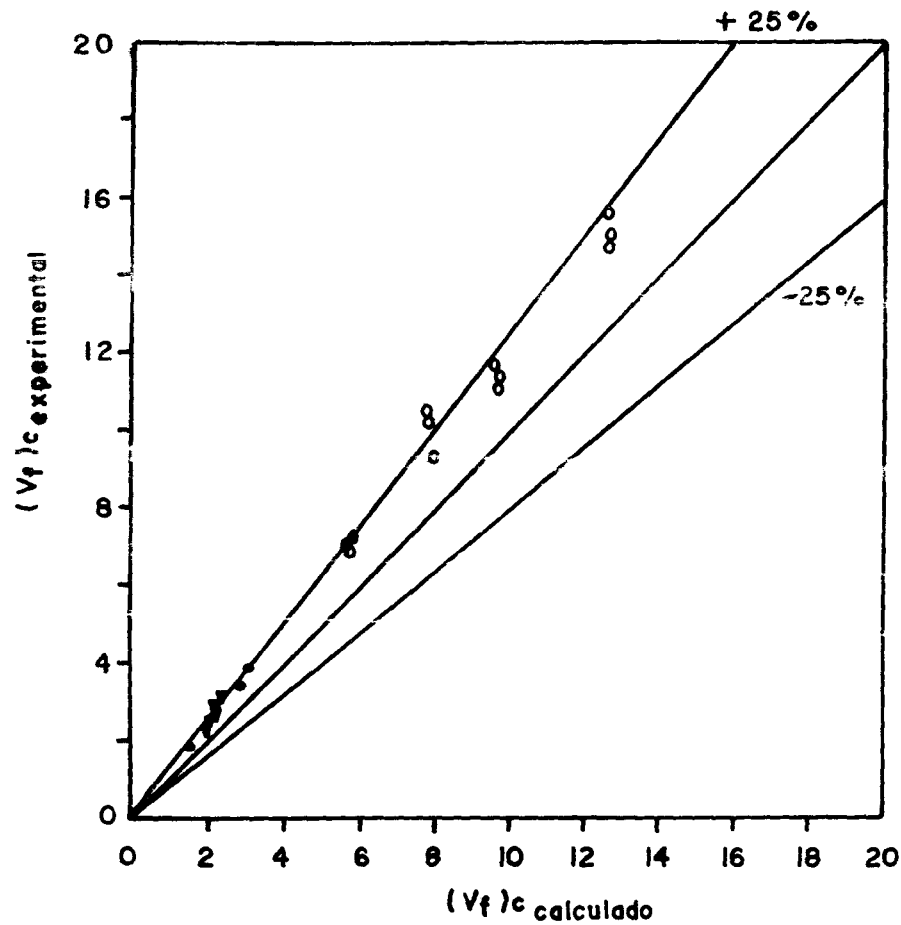


FIG. (III-3) COMPARAÇÃO ENTRE OS DADOS EXPERIMENTAIS DOS ARTIGOS E OS VALORES CALCULADOS PELA CORRELAÇÃO DESTE TRABALHO

CAPÍTULO IV

ESTUDO DA QUEDA DE PRESSÃO

IV.1 - INTRODUÇÃO

No dimensionamento de sistemas gás-sólido em escoamento concorrente ascendente vertical com recirculação é de grande importância a determinação da queda de pressão conhecidas as vazões de sólido e gás, o diâmetro do tubo e as características das partículas sólidas.

Existe na literatura um grande número de correlações propostas para predizer a queda de pressão nestes sistemas, sendo que a maioria considera o escoamento em fase diluída.

Neste capítulo são analisados os resultados obtidos através de dois métodos existente na literatura para previsão da queda de pressão, sendo que os mesmos envolvem o cálculo da porosidade do sistema e das velocidades do fluido e das partículas, e comparados com resultados experimentais próprios.

IV.2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA DE CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DA QUEDA DE PRESSÃO

A maioria das correlações existentes na literatura para o cálculo da queda de pressão foram obtidas de forma empírica, sendo que cada estudo limita-se geralmente a situações particulares. Apenas um pequeno número delas foram desenvolvidas a partir de equações básicas de conservação para o escoamento bifásico.

Um importante trabalho de revisão no regime de fase diluída foi feito por Khan e Pei⁹, onde os autores analisaram várias correlações empíricas classificando aquelas que forneceram melhores resultados em um estudo comparativo, utilizando

1200 valores experimentais como os de Farbar⁶, Ghosh e Chand⁸ e outros, além de dados coletados pelos próprios autores. Considerando as velocidades do gás e do sólido iguais devido o escoamento ser em fase muito diluída, foi proposto neste mesmo trabalho pelos autores Khan e Pei uma nova correlação, cuja análise comparativa conduziu a um resultado mais satisfatório. Na Tabela (IV.1) estão listadas as correlações analisadas e a proposta citadas acima.

Dentre as equações existentes para obtenção da queda de pressão que foram desenvolvidas a partir de equações básicas, temos a de Leung¹³ que relaciona um maior número de variáveis permitindo a obtenção de resultados mais confiáveis. A mesma foi obtida através da equação do movimento da mistura, feitas as suposições de escoamento vertical, unidimensional, área da seção transversal constante, suspensão sólido-gás uniforme, estado estacionário, existência do atrito da mistura sólido-gás com a parede do tubo, porosidade próxima de um, podendo $u^2 \epsilon$ ser igual a u^2 , sendo expressa como :

$$-\frac{dp}{dz} = \left[\rho_s(1-\epsilon) + \rho_f \epsilon \right] g + \left[(1-\epsilon) \rho_s v \left(\frac{dv}{dz} \right) + \rho_f \epsilon u \left(\frac{du}{dz} \right) \right] + \left[\frac{2 F_f \rho_f u^2}{D} + \frac{2 F_s \rho_s v^2 (1-\epsilon)}{D} \right] \quad (IV.1)$$

Essa equação possui portanto a vantagem de ser obtida a partir de princípios fundamentais, apesar de envolver alguns fatores empíricos como F_f e F_s que correspondem a coeficientes de atrito para o gás e para os sólidos.

Tabela (IV.1) Correlações empíricas de queda de pressão segundo Khan-Pei⁹

Autor (Ano)	Correlação
Cramp and Priestley (1924)	$\Delta P_T^* = \frac{G_s^*}{A} \left(2,1 + \frac{0,46}{\sqrt{\theta}} L \right) + \frac{L}{v^*} + \frac{0,4 u L}{d_p} + 0,00092 u^*$
Vogt and White (1948)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = K \left(\frac{D}{d_p} \right)^2 \left(\frac{\rho_f}{\rho_s} \frac{\theta}{Re_1} \right)^k$
Hariu and Molstad (1949)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = 0,192 F_f \left(\frac{1}{u} + v^2 \frac{F_s}{g D} \right) G_s$
Belden and Kassel (1949)	$\frac{\Delta P_T}{L} = \rho_s^* + 2 u \frac{(0,049 G + 0,22 G_r)}{g D (Re_2)^{0,2}}$
Farbar (1949)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = \theta \tan \alpha$
Metha and Smith (1957)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = \left(\frac{F_s}{F_f} \right) \left(\frac{v}{u} \right) \left(\frac{G_s}{G_f} \right)$
Razumov (1962)	$\Delta P_T = \frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_s v A} L + \frac{F_f L \rho_f u^2}{2 g D} + \frac{G_s v}{g A}$
Stemerding (1962)	$\frac{\Delta P_T}{L} = \frac{C_s}{v} \left(1 + \tilde{\gamma} \frac{L_E}{L} \right) + \frac{u}{v} \left(\frac{F_s}{2} + \frac{D}{L} \right) F_R$
Boothroyd (1966)	$\frac{\Delta P_T}{\Delta P_f} = \theta \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} \right)^{0,5} \left(\frac{n}{F_f} \right)$
Jones and Allendorf (1967)	$\Delta P_T = \frac{\rho_d v^2}{2 g} + \frac{\rho_f u^2}{2 g} + \rho_d L + (F_f + F_s) \frac{L}{D}$
Ghosh and Prem Chand (1968)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = \frac{3}{8} \frac{C_D}{F_f} \frac{\rho_f}{\rho_s} \theta Re_2^{0,25} F_R^{-0,5}$
Khan and Pei (1973)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_f} = 2,66 \left(\frac{C_D}{F_f} \right) \left(\frac{\rho_f}{\rho_s} \right) \left(\frac{d_p}{D} \right)^2 \left(\frac{Re_2}{F_R} \right)^{0,5} \left(\frac{\theta}{\phi^{0,5}} \right)$

IV.3 - CORRELAÇÃO UTILIZADA E MÉTODOS DE CÁLCULO PARA OBTENÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO

As correlações obtidas de forma empírica, apesar de cobrir uma larga faixa de aplicação e envolver muitas variáveis, tem no seu uso discordâncias e dúvidas sobre a validade e segurança devido a cada estudo limitar-se geralmente a situações particulares. Baseando-se nestas observações resolvemos utilizar em nosso estudo da queda de pressão a equação de Leung (IV.1), que foi desenvolvida a partir de equações básicas.

Devido as pequenas variações na velocidade linear do fluido e do sólido, tornam-se desprezíveis os termos $\epsilon \rho_f u(du/dz)$ e $\rho_s (1-\epsilon) v(dv/dz)$ correspondentes à aceleração do gás e do sólido respectivamente e também o termo $\rho_s g$ referente a queda de pressão do gás na mistura, pode ser desprezado quando comparado com a do sólido. Feitas estas considerações na equação (IV.1), a integração da mesma nos leva a :

$$\frac{\Delta P_T}{L} = \left[\rho_s (1-\epsilon) g \right] + \left[\frac{2 F_f \rho_f u^2}{D} \right] + \left[\frac{2 F_s \rho_s v^2 (1-\epsilon)}{D} \right] \quad (IV.2)$$

A equação (IV.2) será aqui usada para o cálculo da queda de pressão.

As três parcelas mostradas no lado direito da equação (IV.2) representam a queda de pressão devido ao efeito gravitacional, e ao atrito do gás e dos sólidos com a parede do tubo respectivamente.

O fator de atrito do gás usado neste trabalho

$F_f = 0,0791/Re_1^{1/4}$, foi obtido da equação de Blasius para escoamento monofásico em tubos, sendo função do número de Reynolds do gás e conhecido como fator de atrito de Fanning.

Para o cálculo do fator de atrito do sólido, F_s , existe na literatura um conjunto de trabalhos propondo valores ou correlações, as quais foram obtidos como consequência de resultados experimentais. Optamos pelo uso da correlação de Da Silva⁵, pois a mesma foi obtida a partir de determinações experimentais com esferas de vidro idênticas aquelas usadas em nosso trabalho, e numa análise comparativa feita pelo autor foi a que deu melhores resultados. Sua expressão sob a forma adimensionalizada $\tilde{c}$:

$$F_s = 0,080 \left[\frac{\frac{W_s}{\rho_s A(1-\epsilon)}}{\sqrt{g D}} \right]^{-0,47} \quad (IV.3)$$

Na equação (IV.3) a porosidade do sistema ϵ é calculada de forma simplificada descrita posteriormente.

Além de F_f e F_s devemos conhecer as velocidades locais do gás e sólido e a porosidade do sistema para a obtenção da queda de pressão total através da equação (IV.2). Estas variáveis podem ser obtidas através de dois métodos distintos apresentados por Da Silva⁵.

O primeiro método bastante simplificado calcula a porosidade como proposto por Foust et alii⁷, e as velocidades locais do sólido e gás a partir das equações de conservação da massa do sólido e do gás, simplificadas para escoamento uniforme. No cálculo da porosidade são feitas as suposições de que a

velocidade relativa $\tilde{e}$ igual a velocidade terminal da partícula, a velocidade local do fluido $\tilde{e}$ igual a velocidade superficial do mesmo, e a velocidade local do sólido $\tilde{e}$ dada pela equação de conservação da massa do sólido. O sistema de equações que fornece os valores do método simplificado ou método I $\tilde{e}$ composto das seguintes equações para o cálculo da porosidade, velocidade local do sólido e fluido respectivamente:

$$\epsilon = 1 - \frac{W_s}{\rho_s A(V_f - V_\infty)} \quad (\text{IV.4})$$

$$v = \frac{W_s}{\rho_s A(1-\epsilon)} \quad (\text{IV.5})$$

$$u = \frac{V_f}{\epsilon} \quad (\text{IV.6})$$

A partir da solução das equações de (IV.4) a (IV.6) tem-se determinados os valores de ϵ , u e v que permitem calcular a queda de pressão total pela equação (IV.2).

No segundo método de cálculo, supondo um escoamento uniforme, unidimensional e permanente, a determinação destas variáveis (ϵ , u e v), $\tilde{e}$ resultante da solução de um conjunto de equações que compõem-se de duas equações de conservação da massa para as constituintes sólido e fluido e uma equação de movimento do sólido adaptada por Massarani, Santana e Pereira¹⁷ ao estudo do transporte de partículas, sem o efeito da aceleração, sendo incluído o efeito do atrito dos sólidos com a parede através do coeficiente de atrito dos sólidos. O sistema de equações do método 2 fica constituído por :

$$v = \frac{W_s}{\rho_s \Lambda(1-\epsilon)} \quad (\text{IV.7})$$

$$u = \frac{V_f}{\epsilon} \quad (\text{IV.8})$$

$$\epsilon = 1 - \frac{m}{\left(\rho_s g + \frac{2 \Gamma_s \rho_s v^2}{D}\right)} \quad (\text{IV.9})$$

Para a resolução deste sistema de equações foi utilizada para a força resistiva m , as correlações de Massarani e Santana¹⁸, obtidas pela análise de dados experimentais em sistemas particulados para o fenômeno da fluidização e sedimentação. As expressões que descrevem este valor são distintas para diferentes faixas de porosidade e número de Reynolds, sendo função da velocidade relativa e porosidade, e são apresentadas como :

Para $\epsilon < 0,75$

$$m = \left[\frac{18 \mu (1-\epsilon) \left[1 + (1-\epsilon)^{1/3} \right] e^{\left(\frac{1-\epsilon}{0,6\epsilon} \right)}}{\epsilon d_p^2} + \frac{44 \rho_f (1-\epsilon) (u-v)}{c_p e^{4,74\epsilon}} \right] (u-v) \quad (\text{IV.10})$$

Para $\epsilon > 0,75$ e $Re_3 = \frac{(u-v) \rho_f d_p}{\mu} < 70$

$$m = \left[\frac{18 \mu (1-\epsilon) \left[1 + (1-\epsilon)^{1/3} \right] e^{\left(\frac{1-\epsilon}{0,6\epsilon} \right)}}{\epsilon d_p^2} + 1,5 (1-\epsilon) \epsilon^{9/5} \left(\frac{\mu \rho_f^4}{d_p^6} \right)^{1/5} \cdot (u-v)^{4/5} \right] (u-v) \quad (\text{IV.11})$$

$$\text{Para } e \geq 0,75 \text{ e } Re_3 = \frac{(u-v)\rho_f d_p}{\mu} > 70$$

$$m = \left[\frac{44 \rho_f (1-e)}{d_p e^{4,74}} \right] (u-v)^2 \quad (\text{IV.12})$$

A solução numérica do sistema de equações (IV.7) a (IV.12) não pode ser obtida de forma direta, sendo utilizado o método de convergência simples. Obtidos os valores de e , u e v o cálculo da queda de pressão total foi feito pela equação (IV.2).

IV.4 - RESULTADOS CALCULADOS E COMPARAÇÃO DESTES COM RESULTADOS EXPERIMENTAIS PRÓPRIOS

Conhecendo-se as propriedades físicas do gás e sólido, geometria do sistema, vazão de sólidos e gás, obteve-se os valores de porosidade, velocidade linear do gás e sólido e queda de pressão total, através da aplicação dos métodos 1 e 2 descritos anteriormente.

Com o objetivo de fazer-se uma análise comparativa entre os valores calculados pelos dois métodos e resultados experimentais próprios, foram traçados gráficos e construídas tabelas.

Nas Figuras de (IV-1) a (IV-5), temos os gráficos de queda de pressão versus velocidade superficial do gás para pontos experimentais e curvas calculadas, e na Figura (IV-6) temos os valores de queda de pressão experimental colocados comparativamente com os valores calculados.

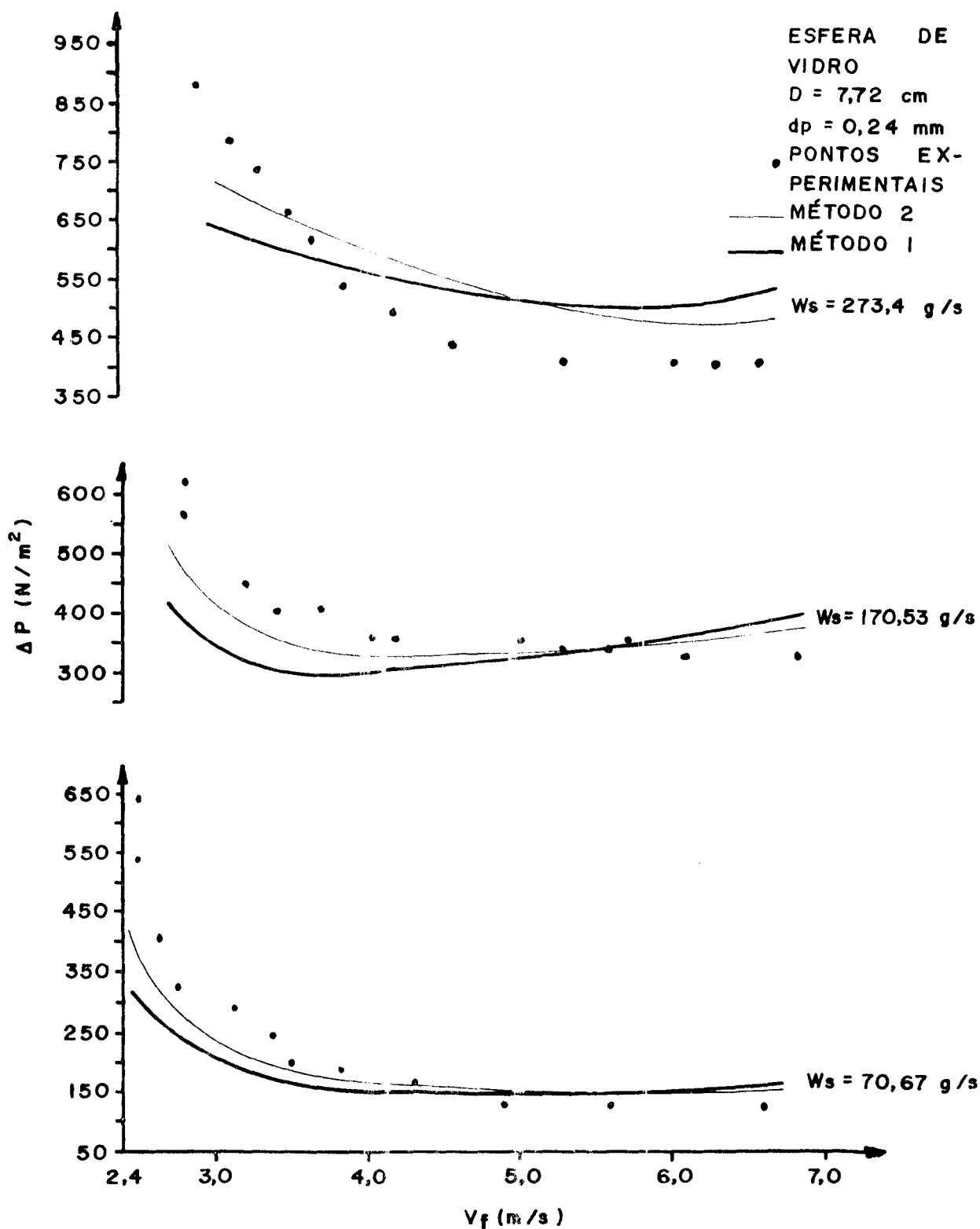


FIG. (IV - 1) COMPARAÇÃO ENTRE OS PONTOS EXPERIMENTAIS E CURVAS CALCULADAS DE QUEDA DE PRESSÃO VERSUS VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (ESFERA DE VIDRO $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

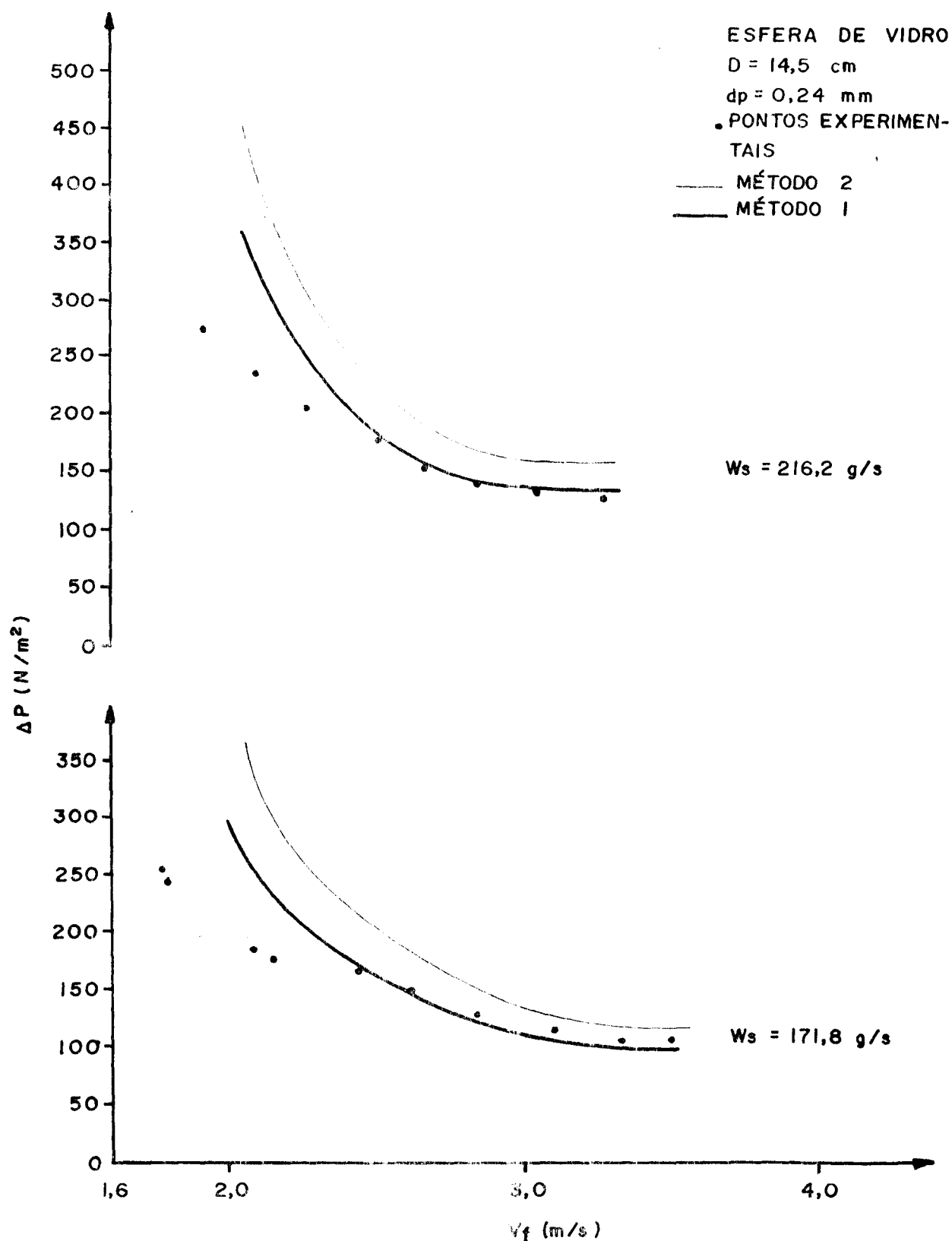


FIG. (IV - 2) COMPARAÇÃO ENTRE OS PONTOS EXPERIMENTAIS E CURVAS CALCULADAS DE QUEDA DE PRESSÃO VERSUS VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$)

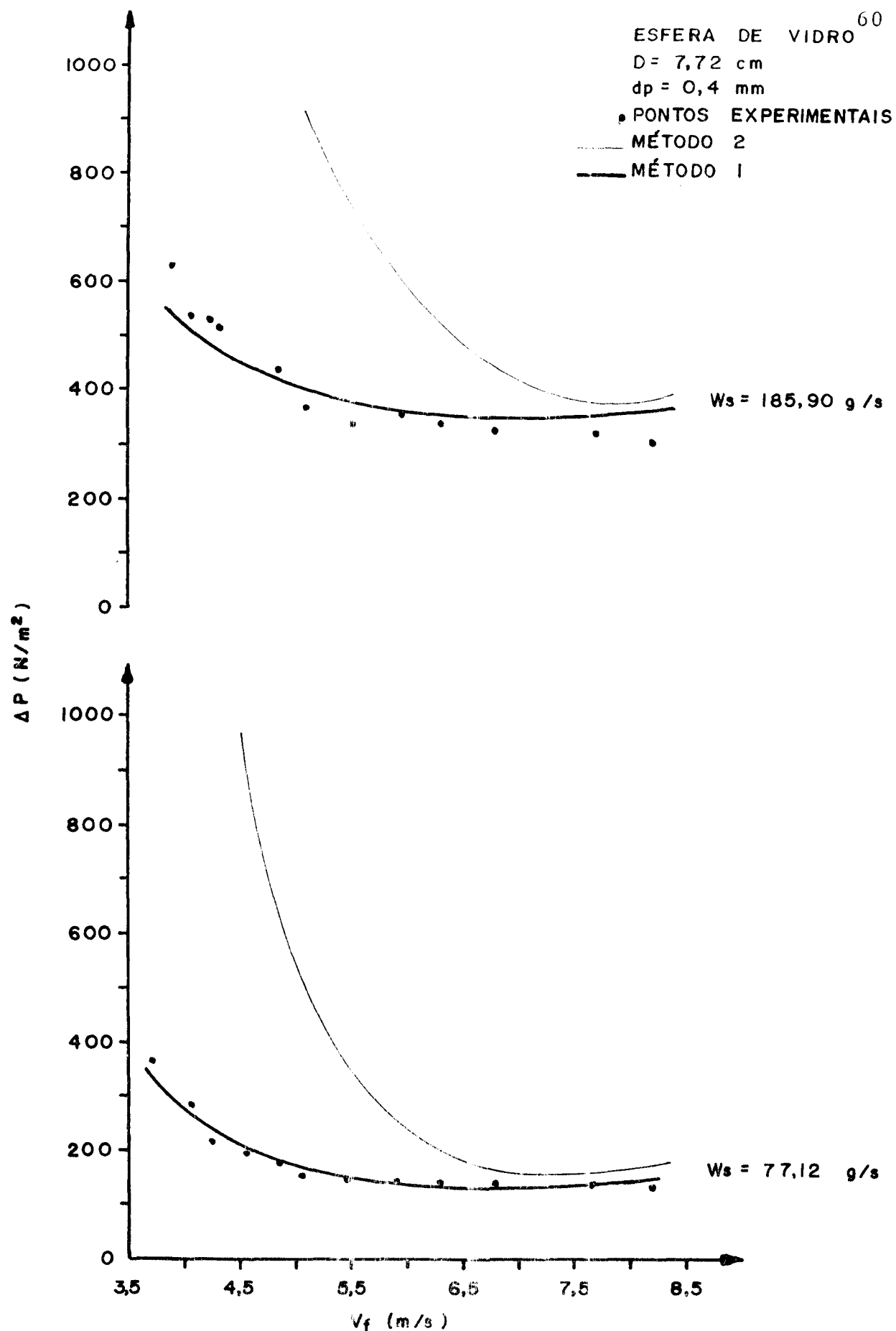


FIG. (IV - 3) COMPARAÇÃO ENTRE OS PONTOS EXPERIMENTAIS E CURVAS CALCULADAS DE QUEDA DE PRESSÃO VERSUS VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 0,4 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

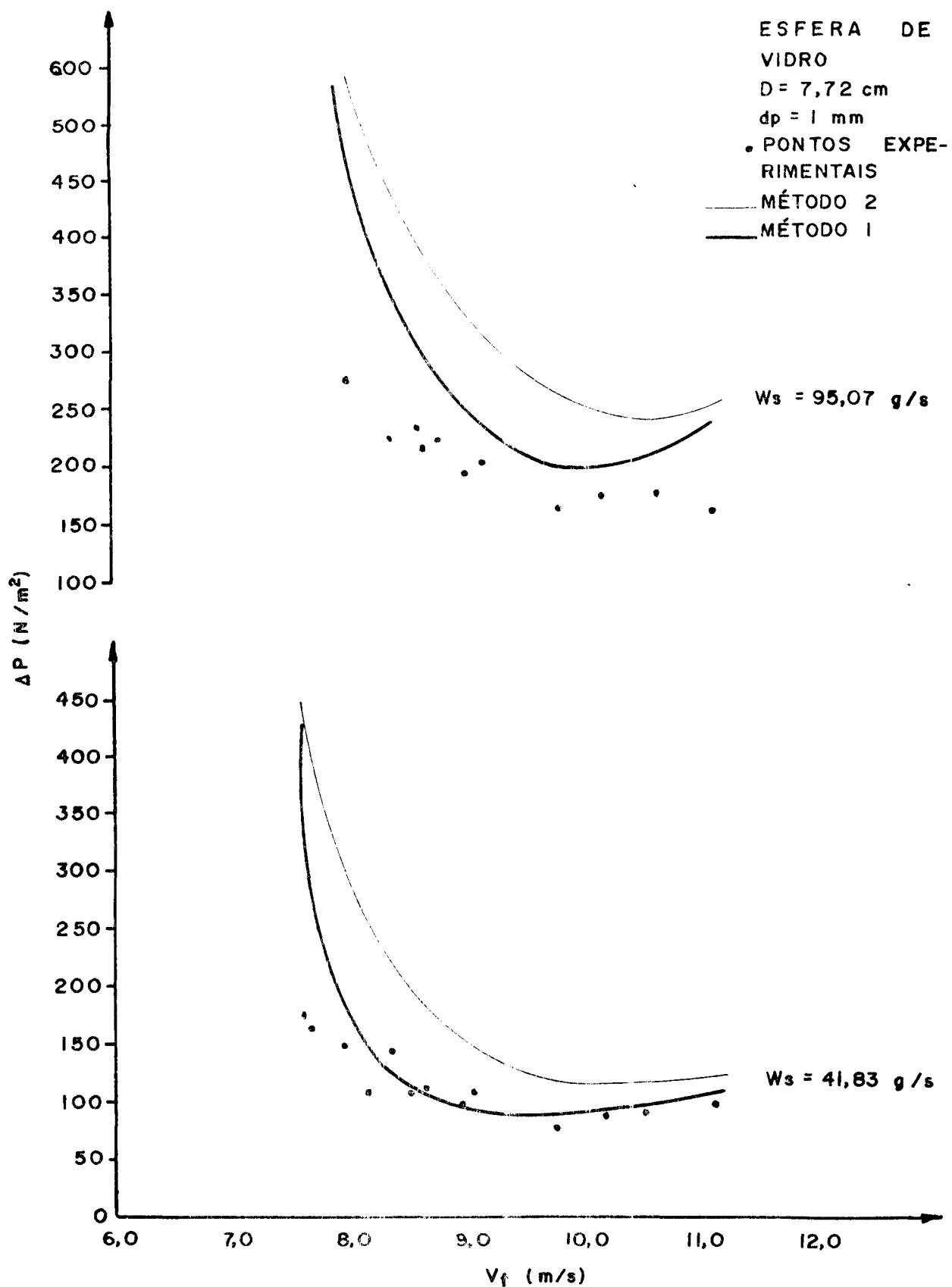


FIG. (IV-4) COMPARAÇÃO ENTRE OS PONTOS EXPERIMENTAIS E CURVAS CALCULADAS DE QUEDA DE PRESSÃO VERSUS VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (ESFERA DE VIDRO, $d_p = 1 \text{ mm}$, $D = 7,72$)

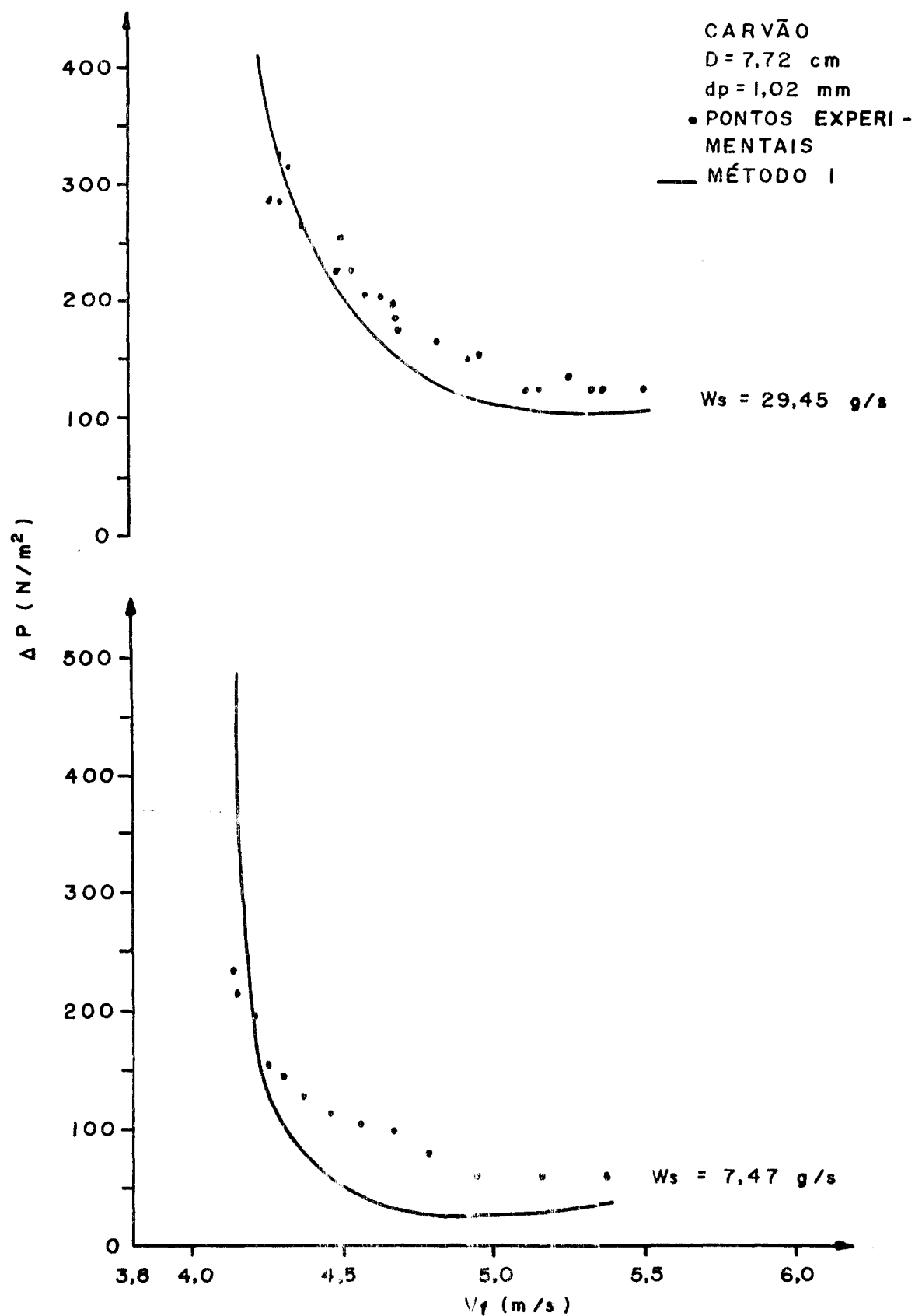


FIG. (IV - 5) COMPARAÇÃO ENTRE OS PONTOS EXPERIMENTAIS E CURVAS CALCULADAS DE PRESSÃO VERSUS VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (CARVÃO, $d_p = 1,02 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$)

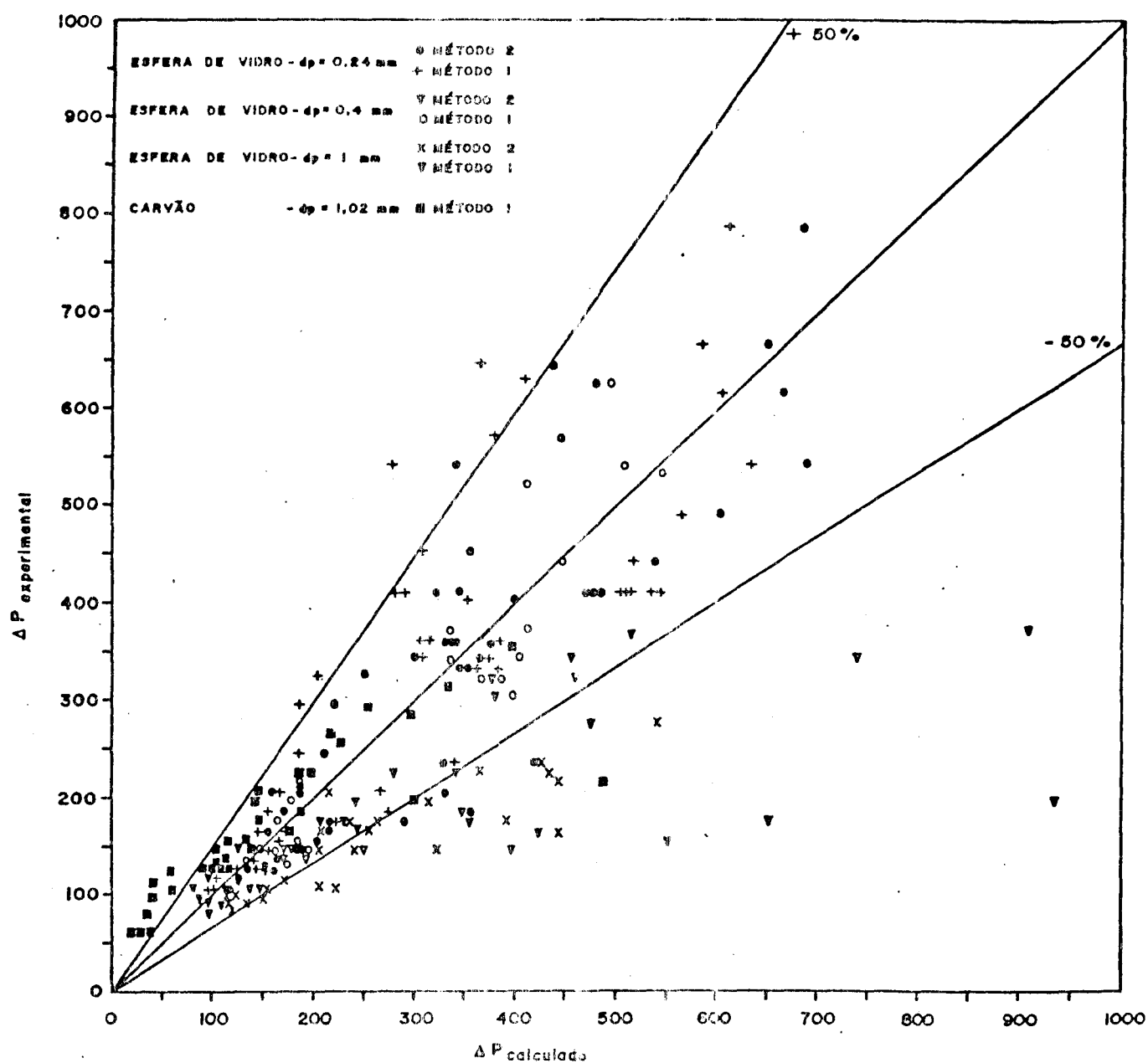


FIG.(IX-6) COMPARAÇÃO ENTRE OS VALORES EXPERIMENTAIS DESTE TRABALHO, E OS VALORES CALCULADOS PELOS MÉTODOS 1 E 2

Nas Tabelas de (IV.2) a (IV.6) constam os resultados experimentais de queda de pressão e resultados calculados de queda de pressão e porosidade, enquanto na Tabela (IV.7) temos o valor médio, desvio médio relativo e desvio padrão calculados pelas equações (III.19), (III.20), (III.21) respectivamente, onde $Y = (\Delta P)_{\text{exp.}} / (\Delta P)_{\text{calc.}}$ e $X = \Delta P$, para os dois métodos, diversas partículas sólidas e diversos pontos experimentais.

Analisando criteriosamente estes gráficos e tabelas chegamos a conclusão de que o método 2 prevalece sobre o método 1 para as esferas de vidro de diâmetro 0,24 mm no tubo de 7,72 cm.

Na análise completa de todos os dados obtidos nesse trabalho, observamos também que nenhum dos dois métodos forneceu resultados satisfatórios para: partículas de diâmetros maiores (1,2 mm), tubo vertical de diâmetro maior, alta vazão de reciclo de sólidos.

Resultados mais satisfatórios para ambos os métodos foram obtidos para um determinado sólido a medida que W_s diminua, enquanto que aumentando o tamanho das partículas a tendência do método é de dar resultados piores.

Devido a instabilidade na determinação experimental dos pontos próximo ao ponto crítico, os mesmos não foram usados nesta análise.

Tabela (IV.2) Comparação entre a queda de pressão experimental e as calculadas pelos dois métodos : esfera de vidro $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$

W_s (g/s)	V_f (m/s)	$(\Delta P)_{exp}$ (N/m ²)	Método 1		Método 2	
			ϵ_1	$(\Delta P)_1$ (N/m ²)	ϵ_2	$(\Delta P)_2$ (N/m ²)
263,0	3,29	735,43	0,9860	608,85	0,9823	685,10
269,0	3,50	666,78	0,9874	584,31	0,9838	650,65
290,0	3,66	617,84	0,9875	605,50	0,9839	667,07
319,0	3,88	539,40	0,9876	637,35	0,9840	691,80
297,0	4,21	490,53	0,9900	565,91	0,9868	602,41
282,0	4,58	441,21	0,9917	518,80	0,9889	539,26
305,0	5,31	411,89	0,9928	541,78	0,9902	537,36
285,0	6,05	411,89	0,9914	503,69	0,9923	478,90
291,0	6,29	411,89	0,9946	515,08	0,9925	483,59
287,0	6,61	411,89	0,9950	510,43	0,9931	471,65
142,0	2,82	627,63	0,9893	409,28	0,9864	481,35
132,0	2,83	568,77	0,9902	378,36	0,9874	446,48
129,0	3,22	451,05	0,9928	307,52	0,9906	355,61
158,0	3,42	402,10	0,9922	352,20	0,9898	399,70
139,0	3,72	411,89	0,9942	288,27	0,9923	321,02
155,0	4,03	362,82	0,9944	304,35	0,9925	330,72
161,0	4,21	362,82	0,9946	308,71	0,9927	330,91
185,0	5,03	362,82	0,9953	333,81	0,9936	337,62
171,0	5,32	343,24	0,9960	306,49	0,9945	304,32
210,0	5,60	343,24	0,9954	373,37	0,9937	364,29
217,0	5,74	362,82	0,9954	385,25	0,9937	372,79
204,0	6,11	333,45	0,9961	362,96	0,9945	344,11
214,0	6,84	333,45	0,9965	384,80	0,9950	351,79
75,0	2,50	539,40	0,9922	277,79	0,9898	343,46
99,0	2,51	647,20	0,9898	362,61	0,9870	439,00
86,0	2,63	411,89	0,9923	283,83	0,9899	345,76
68,0	2,76	323,66	0,9946	204,68	0,9928	250,05
76,0	3,14	294,17	0,9955	187,89	0,9941	221,62
81,0	3,38	245,10	0,9959	184,13	0,9945	212,54
74,0	3,51	205,95	0,9965	122,55	0,9953	185,82
75,0	3,82	186,37	0,9975	154,21	0,9959	171,62
76,0	4,31	166,64	0,9975	146,48	0,9966	156,64
82,0	4,92	127,51	0,9978	151,73	0,9970	155,02
84,0	5,59	127,51	0,9982	153,54	0,9974	150,18
79,0	6,61	127,51	0,9986	147,26	0,9981	136,44

Tabela (IV.3) Comparação entre a queda de pressão experimental e as calculadas pelos dois métodos: esfera de vidro $d_p = 0,24 \text{ mm}$, $D = 14,5 \text{ cm}$

W_s (g/s)	V_f (m/s)	$(\Delta P)_{exp}$ (N/m ²)	Método 1		Método 2	
			ϵ_1	$(\Delta P)_1$ (N/m ²)	ϵ_2	$(\Delta P)_2$ (N/m ²)
204,0	2,10	235,30	0,9882	342,79	0,9853	422,95
219,0	2,27	205,99	0,9910	267,45	0,9886	530,29
194,0	2,31	176,56	0,9943	174,56	0,9928	215,52
215,0	2,67	156,87	0,9947	166,47	0,9933	202,10
232,0	2,85	147,13	0,9952	156,85	0,9932	187,71
234,0	3,05	137,29	0,9959	140,25	0,9948	165,81
230,0	3,28	127,44	0,9965	123,50	0,9956	144,08
155,0	2,08	186,29	0,9906	273,02	0,9876	553,54
143,0	2,14	176,56	0,9924	220,55	0,9899	289,34
174,0	2,43	166,71	0,9944	171,18	0,9927	214,52
184,0	2,61	147,13	0,9952	150,24	0,9939	184,69
187,0	2,84	127,44	0,9961	127,46	0,9950	153,90
180,0	3,10	117,71	0,9969	105,33	0,9961	125,02
185,0	3,33	107,86	0,9973	97,53	0,9965	113,95
201,0	3,49	107,86	0,9973	99,72	0,9966	115,21

Tabela (IV.4) Comparação entre a queda de pressão experimental e as calculadas pelos dois métodos : esfera de vidro $d_p = 0,40 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$

W_s (g/s)	V_f (m/s)	$(\Delta P)_{exp}$ (N/m ²)	Método 1		Método 2	
			ϵ_1	$(\Delta P)_1$ (N/m ²)	ϵ_2	$(\Delta P)_2$ (N/m ²)
197,0	5,10	372,61	0,9916	412,06	0,9718	916,48
207,0	5,48	343,24	0,9926	405,44	0,9781	738,94
178,0	5,94	362,82	0,9947	333,40	0,9854	514,95
184,0	6,34	343,24	0,9952	336,46	0,9878	455,67
213,0	6,79	323,66	0,9951	383,01	0,9884	460,59
204,0	7,69	323,66	0,9962	376,91	0,9916	367,26
219,0	8,22	303,96	0,9964	380,03	0,9922	397,18
61,7	4,56	196,16	0,9964	154,58	0,9699	937,09
73,5	4,85	176,45	0,9964	166,83	0,9793	651,99
85,7	5,05	156,88	0,9963	184,50	0,9827	551,48
94,5	5,46	147,09	0,9966	189,23	0,9880	397,81
75,4	5,91	147,09	0,9977	145,98	0,9931	242,69
71,2	6,31	137,30	0,9981	135,64	0,9948	192,30
76,8	6,77	147,09	0,9982	147,37	0,9955	178,83
85,5	7,65	147,09	0,9984	160,84	0,9964	167,77
92,0	8,19	137,30	0,9985	174,61	0,9966	169,23

Tabela (IV.5) Comparação entre a queda de pressão experimental e as calculadas pelos dois métodos: esfera de vidro $d_p = 1,0 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$.

W_s (g/s)	V_f (m/s)	$(\Delta P)_{exp}$ (N/m ²)	Método 1		Método 2	
			ϵ_1	$(\Delta P)_1$ (N/m ²)	ϵ_2	$(\Delta P)_2$ (N/m ²)
95,2	7,99	274,59	0,9862	474,28	0,9839	540,55
100,0	8,36	225,52	0,9911	538,85	0,9875	435,90
113,0	8,60	235,31	0,9920	327,17	0,9881	423,90
123,0	8,65	215,73	0,9916	345,74	0,9876	444,66
103,0	8,76	225,52	0,9935	277,54	0,9899	365,87
96,8	9,00	196,16	0,9948	239,78	0,9917	312,59
67,0	9,16	205,95	0,9967	163,71	0,9945	213,57
79,2	9,79	166,70	0,9972	171,17	0,9951	207,85
112,0	10,15	176,50	0,9965	226,60	0,9939	263,57
105,0	10,65	176,45	0,9972	208,62	0,9951	230,40
125,0	11,11	166,70	0,9971	242,20	0,9945	255,22
28,7	7,62	176,45	0,9889	353,54	0,9878	392,64
40,7	7,66	166,67	0,9867	422,25	0,9863	443,89
42,6	7,93	147,09	0,9931	239,71	0,9903	323,41
35,2	8,15	107,93	0,9960	136,78	0,9935	222,27
40,2	8,36	147,09	0,9964	124,15	0,9941	207,06
44,9	8,49	107,93	0,9965	147,22	0,9942	207,51
39,6	8,66	117,72	0,9973	97,60	0,9954	168,67
40,5	8,94	98,02	0,9978	84,99	0,9961	150,33
41,4	9,07	107,83	0,9979	81,43	0,9963	145,49
40,6	9,75	78,44	0,9985	97,12	0,9974	118,17
42,8	10,15	88,23	0,9987	98,81	0,9976	114,79
53,2	10,51	88,23	0,9985	116,56	0,9973	130,54
52,9	11,11	98,02	0,9988	115,85	0,9977	122,28

Tabela (IV.6) Comparação entre a queda de pressão experimental e as calculadas pelos dois

métodos : Carvão de Santa Catarina $d_p = 1,02 \text{ mm}$, $D = 7,72 \text{ cm}$.

W_s (g/s)	V_f (m/s)	$(\Delta P)_{exp}$ (N/m ²)	Método 1		Método 2	
			ϵ_1	$(\Delta P)_1$ (N/m ²)	ϵ_2	$(\Delta P)_2$ (N/m ²)
17,6	4,26	284,38	0,9838	294,55	0,9378	1344,94
28,0	4,29	353,03	0,9821	395,12	0,9384	1333,05
19,7	4,31	284,38	0,9886	253,96	0,9408	1280,30
28,2	4,33	313,75	0,9851	331,66	0,9409	1278,25
21,1	4,37	264,81	0,9905	214,46	0,9445	1201,33
25,1	4,48	225,52	0,9920	185,62	0,9507	1066,94
32,3	4,50	255,02	0,9920	226,73	0,9508	1065,93
29,1	4,53	255,52	0,9918	191,90	0,9531	1016,51
24,2	4,58	205,95	0,9939	145,65	0,9569	935,24
33,4	4,63	205,95	0,9923	182,72	0,9581	909,14
27,2	4,67	196,16	0,9942	140,78	0,9614	838,34
36,6	4,68	186,37	0,9923	184,93	0,9602	864,53
28,6	4,69	176,45	0,9941	143,56	0,9622	820,49
35,4	4,82	166,66	0,9940	149,91	0,9676	705,78
34,7	4,93	147,09	0,9949	131,72	0,9729	593,21
30,4	4,96	156,88	0,9957	113,08	0,9751	543,36
35,0	5,13	127,51	0,9959	113,75	0,9805	429,00
27,8	5,16	127,51	0,9968	89,87	0,9834	366,82
36,7	5,25	137,30	0,9961	110,95	0,9837	361,90
37,2	5,35	127,51	0,9964	106,43	0,9860	313,50
34,8	5,37	127,51	0,9967	99,05	0,9870	291,74
38,1	5,50	127,51	0,9967	101,99	0,9886	259,58
9,4	4,15	215,73	0,9777	486,02	0,9314	1482,94
10,1	4,19	196,16	0,9865	296,25	0,9340	1425,49
7,3	4,25	156,88	0,9941	132,49	0,9385	1329,91
7,8	4,30	147,09	0,9953	107,97	0,9418	1259,03
5,2	4,37	127,51	0,9977	56,26	0,9468	1151,12
4,4	4,46	117,72	0,9985	38,04	0,9528	1021,92
8,7	4,56	107,93	0,9977	57,46	0,9584	901,32
5,8	4,66	98,02	0,9987	34,45	0,9650	758,57
5,5	4,79	78,44	0,9990	28,59	0,9728	590,29
5,2	4,94	58,86	0,9992	24,33	0,9814	406,93
5,7	5,16	58,86	0,9993	23,24	0,9914	191,72
9,96	5,37	58,86	0,9990	32,98	0,9944	127,20

Tabela (IV.7) Análise estatística da queda de pressão total

Material	Número de Pontos	Método 1			Método 2		
		Valor médio	Desvio médio relativo %	Desvio padrão	Valor médio	Desvio médio relativo %	Desvio padrão
Esfera de vidro $d_p = 0,24 \text{ mm}$	50	1,09	18,8	0,28	0,97	20,5	0,22
Esfera de vidro $d_p = 0,4 \text{ mm}$	24	0,999	12,5	0,15	0,48	191,5	0,25
Esfera de vidro $d_p = 1,0 \text{ mm}$	24	0,85	38,3	0,24	0,63	66,5	0,14
Carvão $d_p = 1,02 \text{ mm}$	34	1,45	30,3	0,62	0,24	399,3	0,10

CAPÍTULO V

FORMULAÇÃO MATEMÁTICA PARA SISTEMAS GÁS-SÓLIDO CONCORRENTE ASCENDENTE VERTICAL EM REGIME DE FLUIDIZAÇÃO RÁPIDA

V.1. INTRODUÇÃO

Entre os vários modos de contato gás-sólido, a utilização de um leito fluidizado altamente expandido e com recirculação de sólidos conforme proposto inicialmente por Reh^{21,22} e estudado por Yerushalmi, Furner e Squires³⁰, tem-se mostrado especialmente vantajoso nas aplicações em reatores gás-sólido. Nesse regime tem-se uma situação intermediária entre o leito fluidizado turbulento e o transporte pneumático, como podemos observar no diagrama da figura (V-1), construído com dados obtidos por Li et alii¹⁶ para o contato ar-alumina fina.

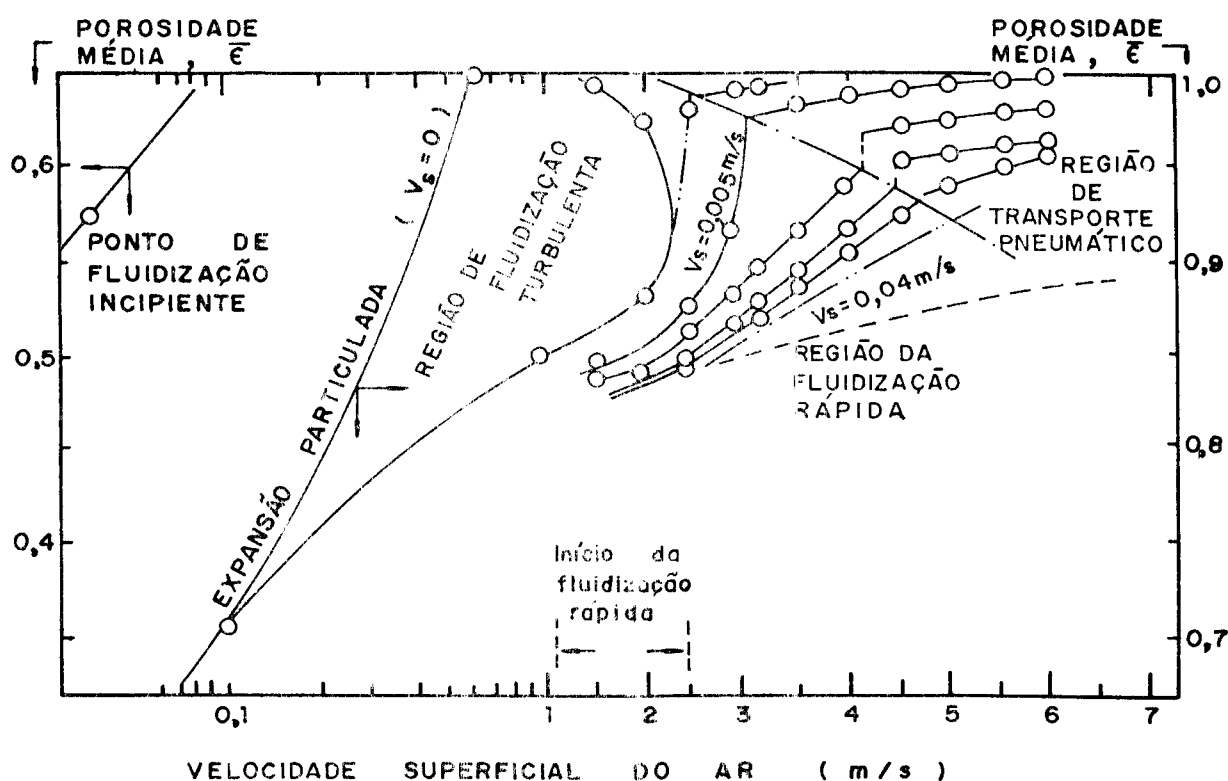


FIG.(V-1) DIAGRAMA DOS REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO PARA ALUMINA FINA
($d_p = 54 \mu$, $\rho_s = 3,58 \text{ g/cm}^3$)

Em complementação aos estudos efetuados anteriormente, proporemos nesse capítulo um enfoque diferencial para o estudo do regime de fluidização rápida, tendo como objetivo prin

principal a obtenção dos perfis longitudinais de: porosidade, velocidades locais de fluido e partícula sólida e pressão.

V.2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA DOS MODELOS BASEADOS NAS EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

Na literatura do escoamento bifásico há um grande número de problemas resolvidos, usando as duas equações da continuidade e as duas equações do movimento. A utilização de equações básicas no tratamento do regime de fluidização rápida foi proposto por Arastoopour e Gidaspow², que concluíram pela aplicabilidade de um modelo unidimensional somente quando forem consideradas aglomerações de partículas com diâmetros múltiplos daqueles das partículas individuais.

Uma análise de quatro modelos, tendo em comum as equações da continuidade de ambas as fases e uma equação da quantidade de movimento para a mistura, (V.1), (V.2) e (V.3), foi feita por Arastoopour e Gidaspow³.

Equação da continuidade do fluido:

$$\frac{d}{dz} (\epsilon \rho_f u) = 0 \quad (V.1)$$

Equação da continuidade do sólido:

$$\frac{d}{dz} \left[(1-\epsilon) \rho_s v \right] = 0 \quad (V.2)$$

Equação do movimento da mistura:

$$-\frac{dp}{dz} = \left[(1-\epsilon) \rho_s v \frac{dv}{dz} + \epsilon \rho_f u \frac{du}{dz} \right] + \left[\rho_s (1-\epsilon) + \rho_f \epsilon \right] g + F_w \quad (V.3)$$

onde F_w = força de atrito entre a mistura e a parede.

Como o objetivo do uso dos modelos é determinar os perfis de velocidades do fluido e sólido, porosidade e pressão, há necessidade de mais uma equação, a qual difere de modelo para modelo.

A quarta equação necessária para a resolução do sistema, é de natureza controversa e existem na literatura várias equações propostas sendo que as analisadas por Arastoopour e Gidaspow³ foram:

Caso A, proposto por Capes e Nakamura (1973), envolve queda de pressão em ambas as fases sólido e fluido:

$$\rho_s v \frac{dv}{dz} + \frac{dp}{dz} = F_{AS} - \rho_s g \quad (V.4)$$

onde F_{AS} é a força de arraste por unidade de volume.

Caso B, proposto por Soo (1967), admite queda de pressão apenas na fase fluida:

$$\rho_s v \frac{dv}{dz} = F_{AS} - \rho_s g \quad (V.5)$$

Caso C, proposto por Arastoopour e Gidaspow (1978), considera o efeito da velocidade relativa na equação de balanço de momentum:

$$-\frac{1}{2} \frac{d}{dz} (u-v)^2 = \frac{F_{AS}}{\rho_s} - g \quad (V.6)$$

Caso D, proposto por Deich et. alii (1974), supõe que a variação de pressão em ambas as fases:

$$\rho_s v \frac{dv}{dz} - \frac{P}{(1-\epsilon)} \frac{d\epsilon}{dz} + \frac{dp}{dz} = F_{AS} - \rho_s g \quad (V.7)$$

Na análise comparativa feita pelos autores entre os resultados calculados pelos quatro modelos e os resultados experimentais apresentados por Lenz⁵³, os mesmos concluíram que o modelo da velocidade relativa, caso C, é o que fornece melhores resultados, sendo que o modelo A apresentou também um bom desempenho.

V.3. FORMULAÇÃO MATEMÁTICA DO MODELO DIFERENCIAL UTILIZADO NESTE TRABALHO PARA O REGIME DE FLUIDIZAÇÃO RÁPIDA

Resultados recentes obtidos por Li et alii¹⁶ para os perfis de concentração e os estudos efetuados por Arastoopour e Gidaspow³ sobre modelos, motivaram o presente estudo. Partindo-se da suposição que para o caso de escoamento concorrente ascendente vertical tem-se no regime de fluidização rápida um fenômeno típico de movimento vertical com aceleração, procuramos acoplar às equações de conservação de massa dos constituintes a equação do movimento da mistura, as três na forma unidimensional e secção constante, acrescidas de perfis de concentração propostos por Li et alii¹⁶, visando a determinação dos perfis de velocidade do sólido e fluido, porosidade e pressão.

Utilizamos na formulação deste trabalho as equações:

Conservação da massa do fluido

$$\frac{d}{dz} \left[\rho_f \epsilon u \right] = 0 \quad (V.8)$$

Conservação da massa do sólido

$$\frac{d}{dz} \left[\rho_s (1-\epsilon) v \right] = 0 \quad (V.9)$$

Conservação da quantidade de movimento da mistura

$$\rho_f u \frac{du}{dz} + \rho_s (1-\epsilon) \frac{dv}{dz} = - \frac{dp}{dz} - (1-\epsilon) \rho_s g \quad (V.10)$$

Para o perfil de concentração $\epsilon(z)$ utilizaremos a forma apresentada por Li et alii¹⁶, baseada em um modelo de difusão vertical

$$\ln \left(\frac{\epsilon - \epsilon_a}{\epsilon^* - \epsilon} \right) = - \frac{1}{z_0} (z - z_i) \quad (V.11)$$

Os parâmetros ϵ_a e ϵ^* podem ser determinados a partir dos valores limites nos gráficos apresentados pelos autores (ϵ_a porosidade do leito na base e ϵ^* porosidade do leito no topo), sendo um caso típico mostrado na Figura(V-2), os quais foram obtidos em uma montagem de 7m de altura e 0.09m de diâmetro, enquanto que z_0 e z_i são obtidos por ajustes dos valores experimentais (ϵ, z) na equação (V.11).

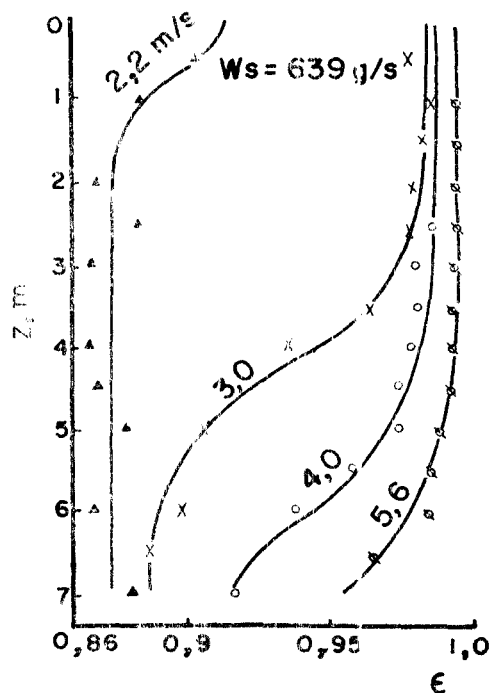


FIG.(V-2) PERFÍS DE POROSIDADE
PARA ALUMINA GROSSA
($d_p = 81 \mu$, $\rho_s = 3,59 \text{ g/cm}^3$)
OBTIDOS POR LI et ALII

A partir das equações (V.8), (V.9), (V.10) e (V.11) podemos obter o sistema

$$\frac{du}{dz} = - \frac{u}{\varepsilon} \left(\frac{d\varepsilon}{dz} \right) \quad (V.12)$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{v}{(1-\varepsilon)} \left(\frac{d\varepsilon}{dz} \right)$$

$$\frac{dp}{dz} = (1-\varepsilon) \left(\rho_s g + (\rho_f u^2 + \rho_s v^2) \frac{d\varepsilon}{dz} \right)$$

$$\frac{d\varepsilon}{dz} = - \frac{(\varepsilon^* - \varepsilon)(1 - u/a)}{z_0 (\varepsilon^* - \varepsilon_a)}$$

Este sistema de equações foi resolvido pelo método de Runge-Kutta para dadas condições iniciais correspondentes a $z=0$, fornecendo os perfis de velocidades, pressão e concentração que correspondem aos resultados do modelo matemático adotado.

V.4. RESULTADOS CALCULADOS E COMPARAÇÃO COM RESULTADOS EXPERIMENTAIS DA LITERATURA

Para efeito de futura comparação entre os valores calculados para porosidade e valores experimentais apresentados por Li et alii¹⁶ utilizamos em nosso trabalho os mesmos sólidos e as mesmas vazões de sólido e fluido que esses autores, sendo apresentada na tabela (V.1) as propriedades físicas dos mesmos.

Tabela (V.1) Caracterização das partículas sólidas

Material	ρ_s (g/cm ³)	d_p (mm)	V_∞ (cm/s)
F.C.C. catalisador	2,41	58×10^{-5}	36,8
Pirritas de ferro	3,69	56×10^{-5}	50,9
Alumina grossa	3,59	54×10^{-5}	71,2
Conc. de minério de ferro	4,59	105×10^{-5}	115,5

As tabelas de (V.2) a (V.5) mostram os resultados calculados para os perfis longitudinais de velocidade local do sólido e fluido, pressão e porosidade além da comparação deste último com dados experimentais de Li et alii¹⁶.

São apresentados nas figuras (V-3) a (V-9), os perfis de concentração calculados pela solução do sistema em confronto com os perfis experimentais apresentados por Li et alii¹⁶, além dos perfis adimensionalizados de velocidade locais de fluido e partícula calculados para as mesmas condições de escoamento.

Não sendo conhecidos os valores experimentais dos perfis de pressão, não foi possível a comparação direta com a previsão do modelo apresentado neste trabalho, cujos perfis adimensionais são mostrados na figura (V-10), verificando-se porém o mesmo formato para esses perfis em comparação com os valores experimentais apresentados por Yerushalmi et alii. Esses dados foram obtidos em experiências realizadas com catalisador de craqueamento em uma coluna de 0,076m de diâmetro e 6,3m de altura, sendo mostrados na figura (V-11).

Tabela (V.2) Simulação de regime de fluidização rápida,
sistema ar-F.C.C. catalisador

z (cm)	u (cm/s)	v (cm/s)	$P \times 10^{-6}$ (dyna/cm ²)	ϵ	ϵ_{exp}
$W_s = 76,39 \text{ g/s}$, $W_f = 9,78 \text{ g/s}$					
0	127,59	24,53	1,00	0,9797	0,9797
100	150,10	12,70	1,01	0,9608	0,9531
200	137,75	5,38	1,02	0,9074	0,9050
300	140,46	4,53	1,05	0,8899	0,8900
400	140,72	4,46	1,07	0,8883	0,8900
500	140,73	4,46	1,10	0,8882	0,8900
600	140,74	4,46	1,13	0,8882	0,8300
700	140,74	4,46	1,15	0,8882	0,8900
$W_s = 97,22 \text{ g/s}$, $W_f = 11,74 \text{ g/s}$					
0	152,02	47,68	1,00	0,9867	0,9867
100	152,17	44,52	1,00	0,9858	0,9867
200	153,01	32,22	1,01	0,9803	0,9867
300	156,55	15,15	1,01	0,9581	0,9733
400	162,26	8,39	1,03	0,9244	0,9467
500	164,82	7,05	1,05	0,9101	0,9200
600	165,36	6,83	1,07	0,9071	0,9083
700	165,44	6,79	1,09	0,9066	0,9067
$W_s = 219,44 \text{ g/s}$, $W_f = 14,08 \text{ g/s}$					
0	187,01	38,17	1,00	0,9625	0,9625
100	187,93	33,92	1,01	0,9578	0,9313
200	190,72	25,47	1,02	0,9438	0,9125
300	195,38	18,19	1,04	0,9213	0,9050
400	198,67	15,23	1,06	0,9060	0,9010
500	199,85	14,41	1,08	0,9007	0,9006
600	200,16	14,21	1,10	0,8993	0,9006
700	200,24	14,16	1,13	0,8989	0,9006

Tabela (V.3) Simulação do regime de fluidização rápida,
sistema ar-pirita de ferro

z (cm)	u (cm/s)	v (cm/s)	$P \times 10^{-6}$ (dyna/cm ²)	ϵ	ϵ_{exp}
$W_s = 491,67 \text{ g/s} \quad , \quad W_f = 11,74 \text{ g/s}$					
0	150,83	380,81	1,00	0,9945	0,9949
100	152,25	141,74	1,01	0,9852	0,9806
200	164,39	23,92	1,02	0,9125	0,8964
300	171,08	17,00	1,06	0,8768	0,8764
400	171,48	16,72	1,11	0,8747	0,8750
500	171,50	16,71	1,15	0,8746	0,8750
600	171,50	16,71	1,20	0,8746	0,8750
700	171,50	16,71	1,24	0,8746	0,8750
$W_s = 816,67 \text{ g/s} \quad , \quad W_f = 15,65 \text{ g/s}$					
0	202,12	331,53	1,00	0,9895	0,9895
100	205,73	124,86	1,01	0,9721	0,9895
200	216,68	45,18	1,03	0,9230	0,9895
300	222,22	34,79	1,06	0,9000	0,9658
400	223,01	33,71	1,10	0,8968	0,9184
500	223,10	33,60	1,14	0,8964	0,9026
600	223,11	33,59	1,17	0,8964	0,8990
700	223,11	33,59	1,21	0,8964	0,8987

Tabela (V.4) Simulação do regime de fluidização rápida,
sistema ar-alumina fina

$$W_s = 889,25 \text{ g/s} , W_f = 23,47 \text{ g/s}$$

z (cm)	u (cm/s)	v (m/s)	$\tau \times 10^{-6}$ (dyna/cm ²)	ϵ	ϵ_{exp}
0	304,82	177,05	1,00	0,9842	0,9842
50	304,83	176,43	1,00	0,9841	0,9842
100	304,88	174,92	1,01	0,9840	0,9842
150	304,98	171,34	1,01	0,9840	0,9842
200	304,23	163,26	1,01	0,9829	0,9842
250	305,82	146,79	1,02	0,9809	0,9790
300	307,21	119,27	1,02	0,9765	0,9737
350	310,13	85,63	1,02	0,9673	0,9632
400	315,41	57,26	1,03	0,9512	0,9461
450	322,61	39,92	1,04	0,9299	0,9224
500	329,44	31,30	1,06	0,9106	0,8066
550	334,01	27,47	1,07	0,8982	0,8974
600	336,41	25,85	1,09	0,8918	0,8895
650	337,51	25,17	1,11	0,8889	0,8875
700	337,98	24,90	1,13	0,8876	0,8868

Tabela (V.5) Simulação do regime de fluidização rápida,
sistema ar-concentrado de minério de ferro

$$W_s = 861,11 \text{ g/s} , W_f = 55,21 \text{ g/s}$$

z (cm)	u (cm/s)	v (cm/s)	$P \times 10^{-6}$ (dyna/cm ²)	ϵ	ϵ_{exp}
0	456,07	221,73	1,00	0,9867	0,9867
50	456,36	211,81	1,00	0,9861	0,9860
100	456,89	195,74	1,01	0,9849	0,9800
150	457,85	172,20	1,01	0,9829	0,9740
200	459,53	142,29	1,02	0,9793	0,9667
250	462,34	110,49	1,02	0,9733	0,9525
300	466,69	82,46	1,03	0,9642	0,9400
350	472,64	61,58	1,04	0,9521	0,9290
400	479,53	47,89	1,05	0,9384	0,9200
450	486,17	39,64	1,07	0,9256	0,9130
500	491,50	34,93	1,08	0,9156	0,9067
550	495,19	32,32	1,10	0,9088	0,9030
600	497,50	30,89	1,12	0,9045	0,9000
650	498,84	30,12	1,15	0,9021	0,9000
700	499,60	29,71	1,17	0,9007	0,9000

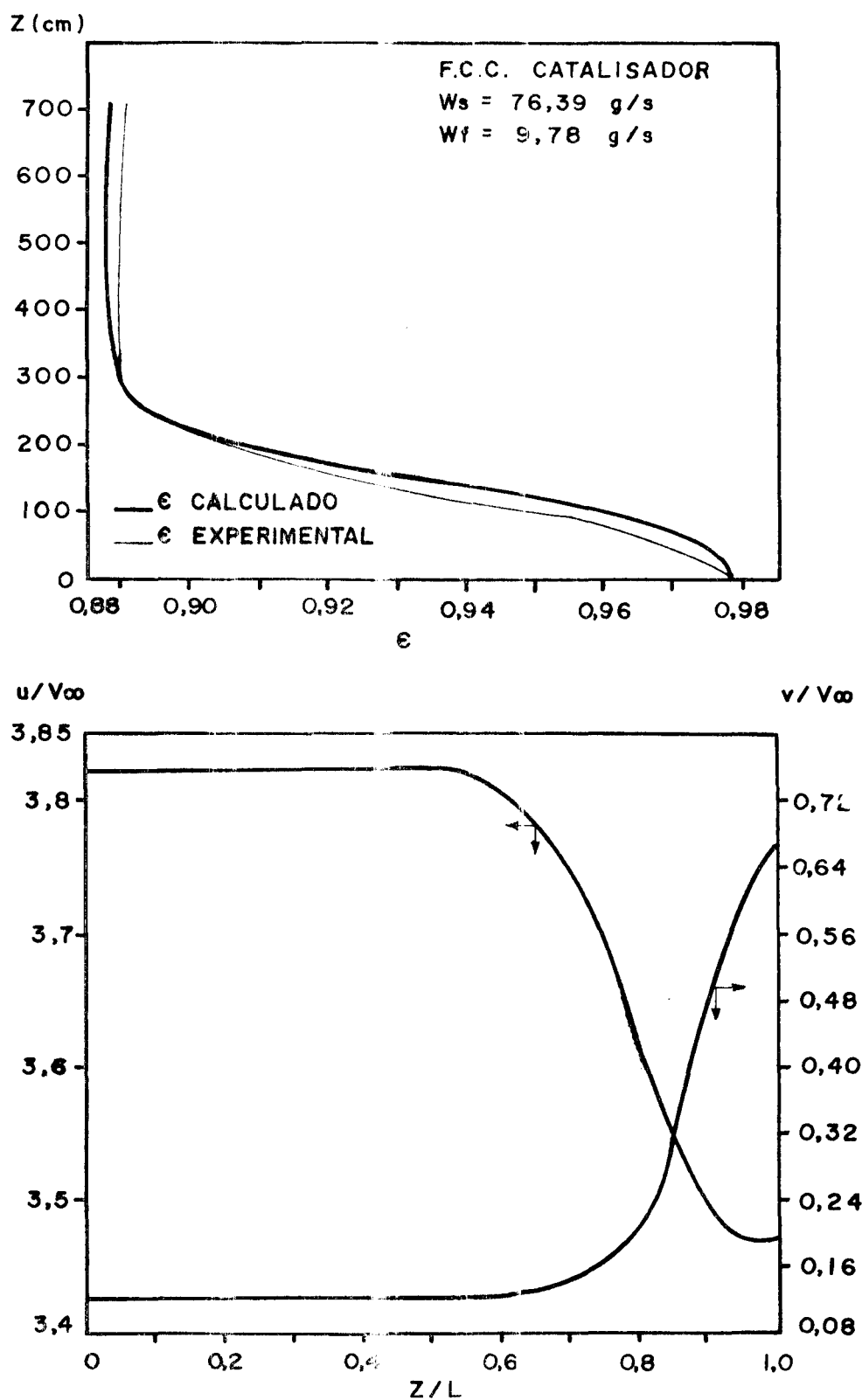


FIG.(V-3) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (F.C.C. CATALISADOR, $\rho_s = 2,41 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 58 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

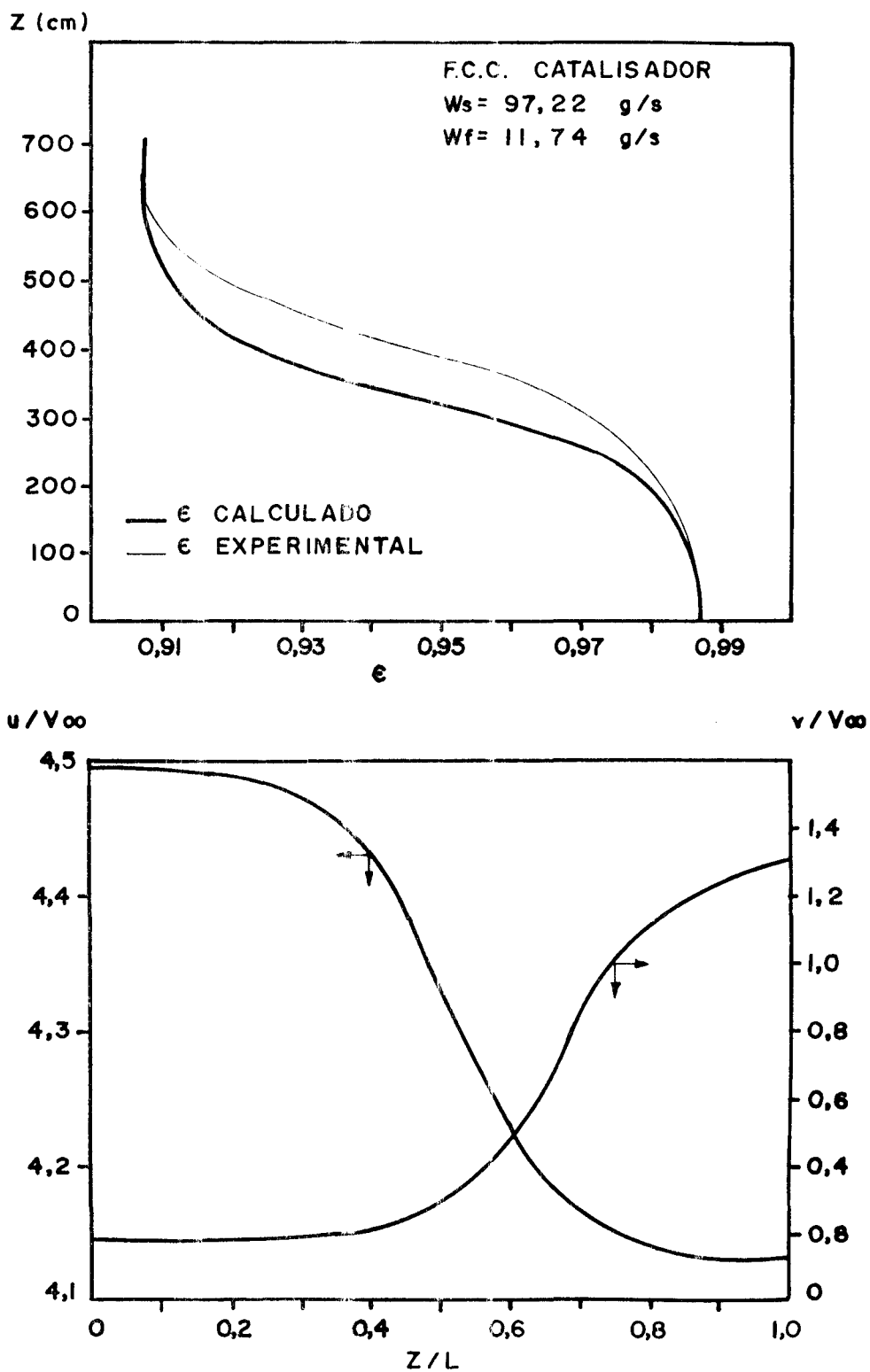


FIG.(V-4) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL ; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (F.C.C. CATALISADOR, $\rho_s = 2,41$ g/cm³, $d_p = 58 \times 10^{-3}$ mm)

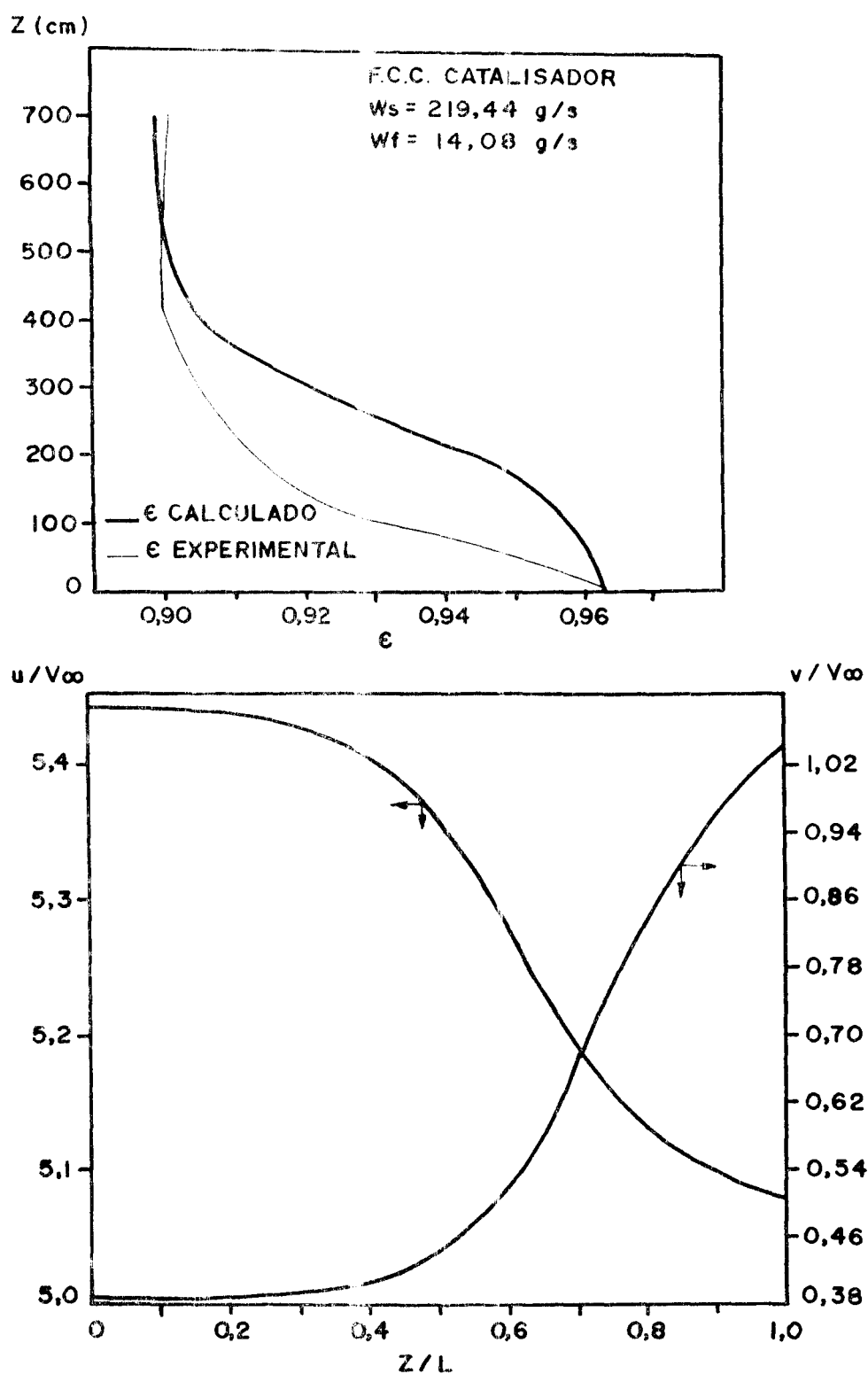


FIG.(X-5) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL ; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (F.C.C. CATALISADOR, $\rho_s = 2,41 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 58 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

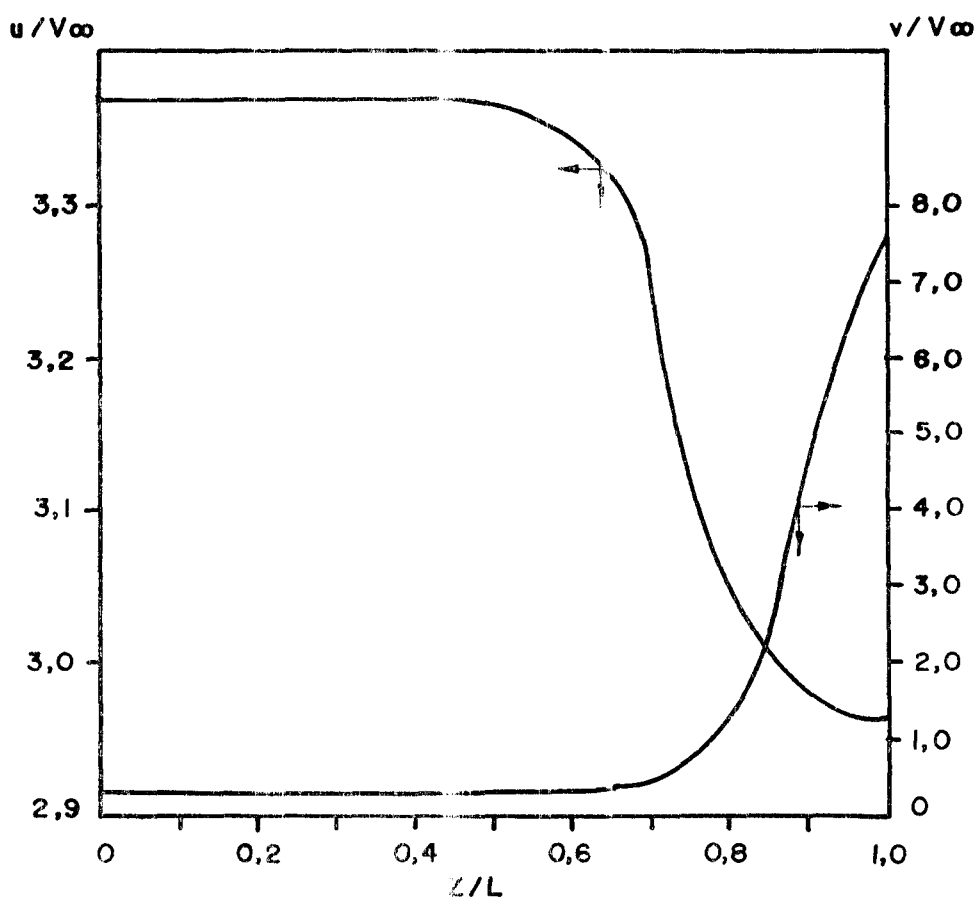
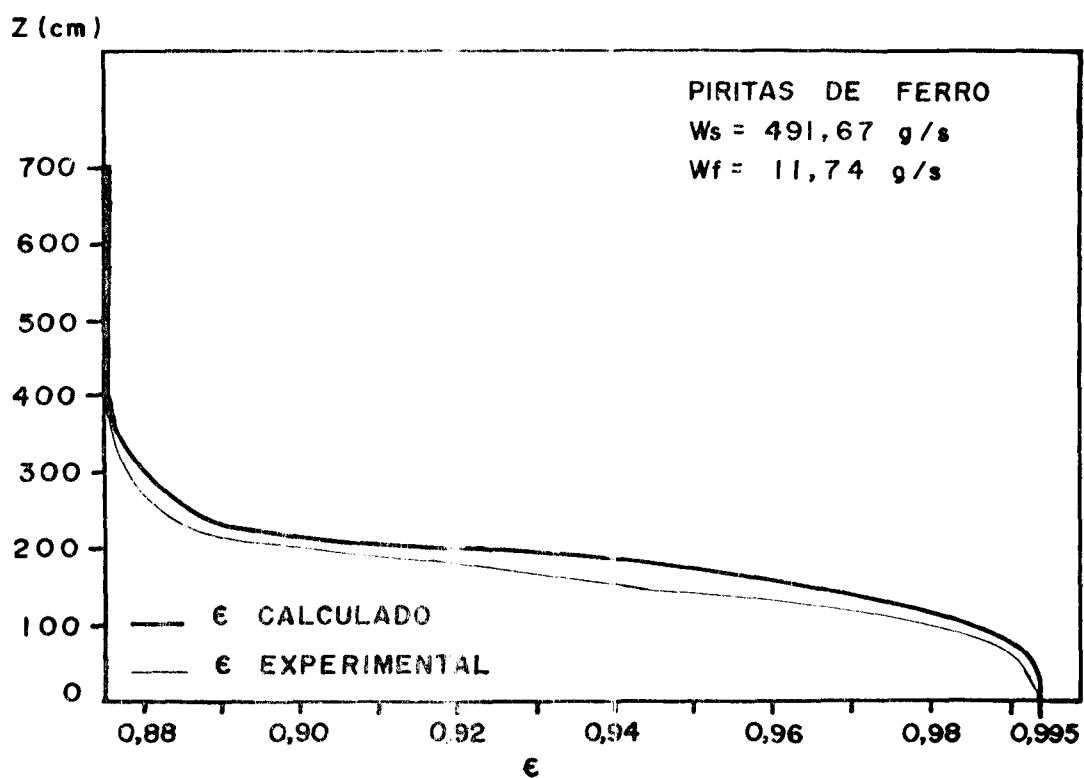


FIG.(V-6) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL ; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (PIRITAS DE FERRO , $\rho_s = 3,69 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 56 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

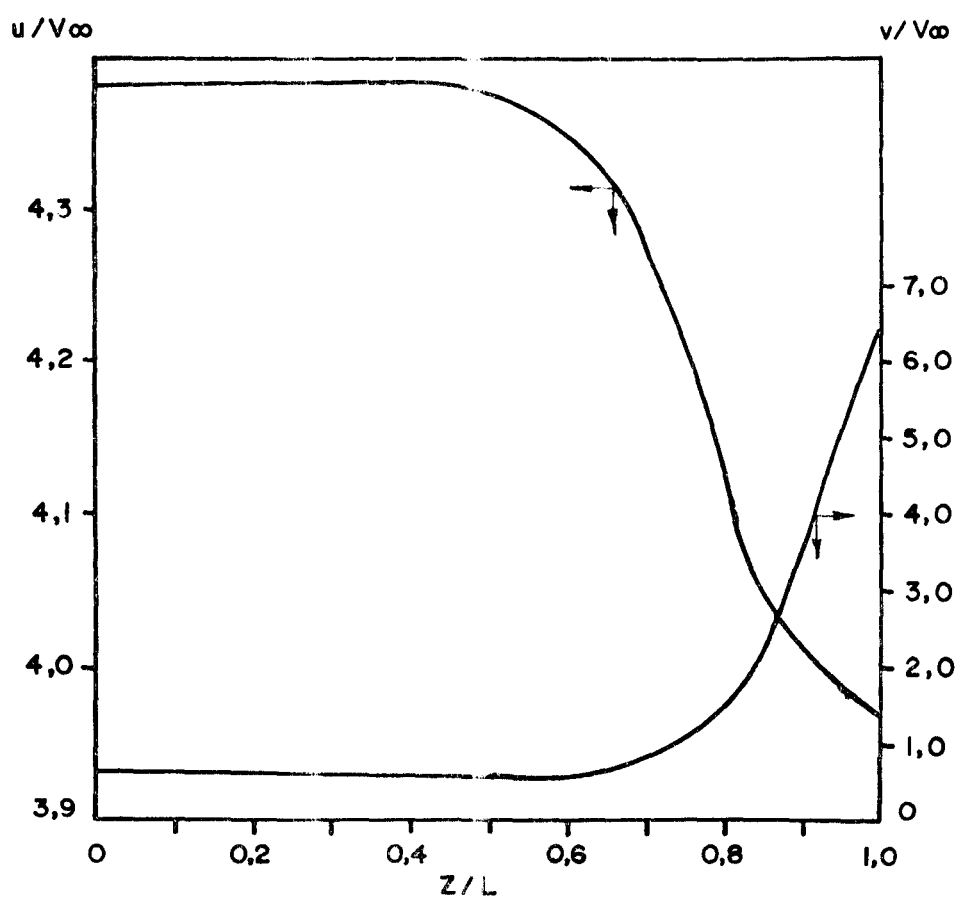
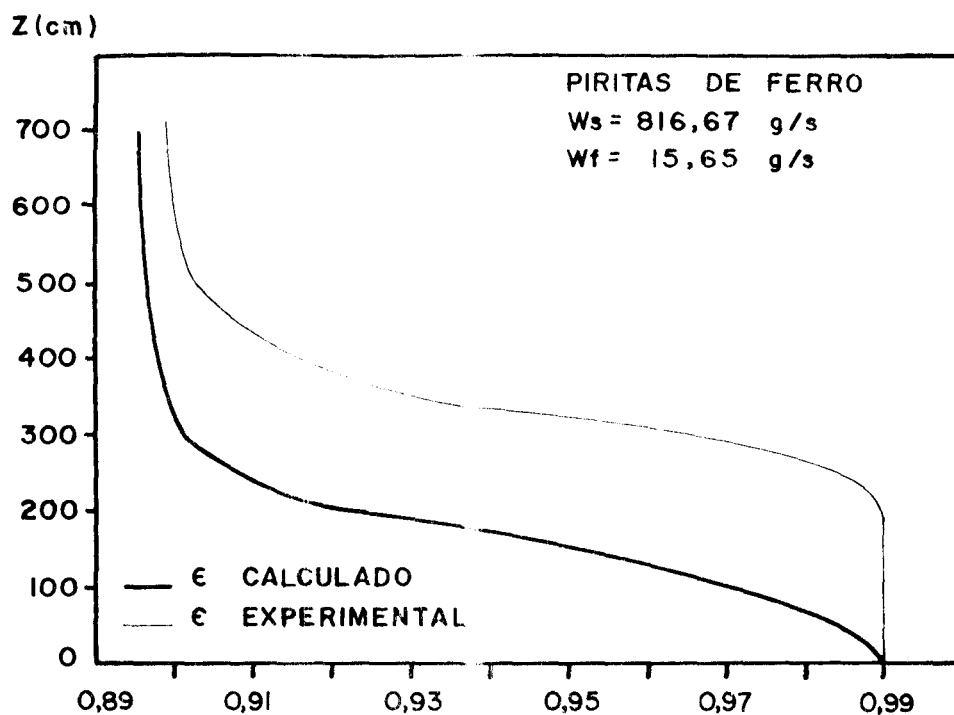


FIG.(V-7) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL ; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (PIRITAS DE FERRO, $\rho_s = 3,69 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 56 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

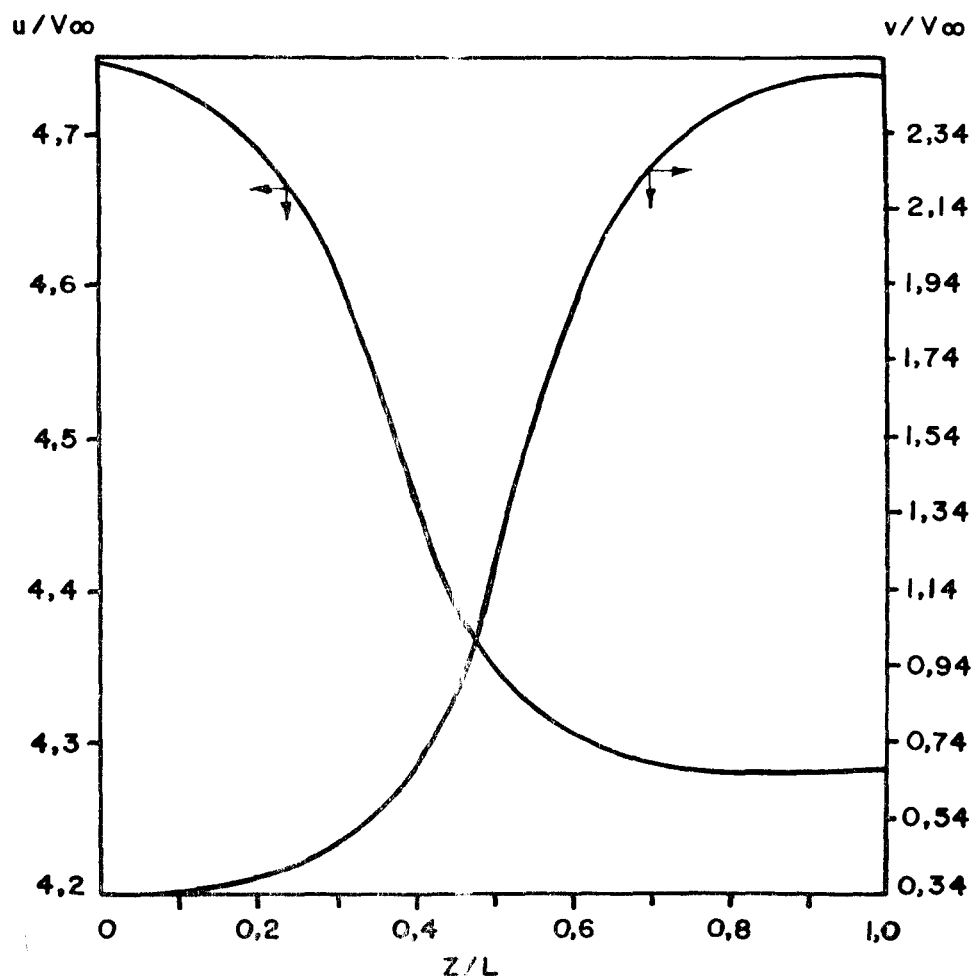
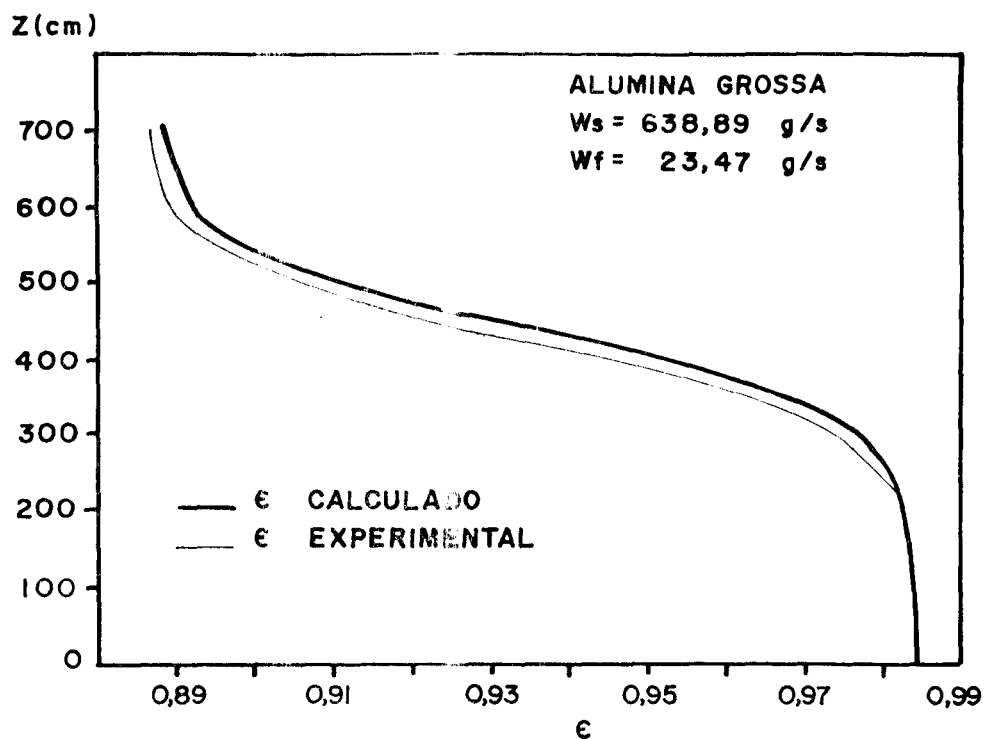


FIG.(V-8) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL; PERFÍS DE VELOCIDADE CALCULADO PELA FORMULAÇÃO (ALUMINA GROSSA, $\rho_s = 3,59 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 81 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

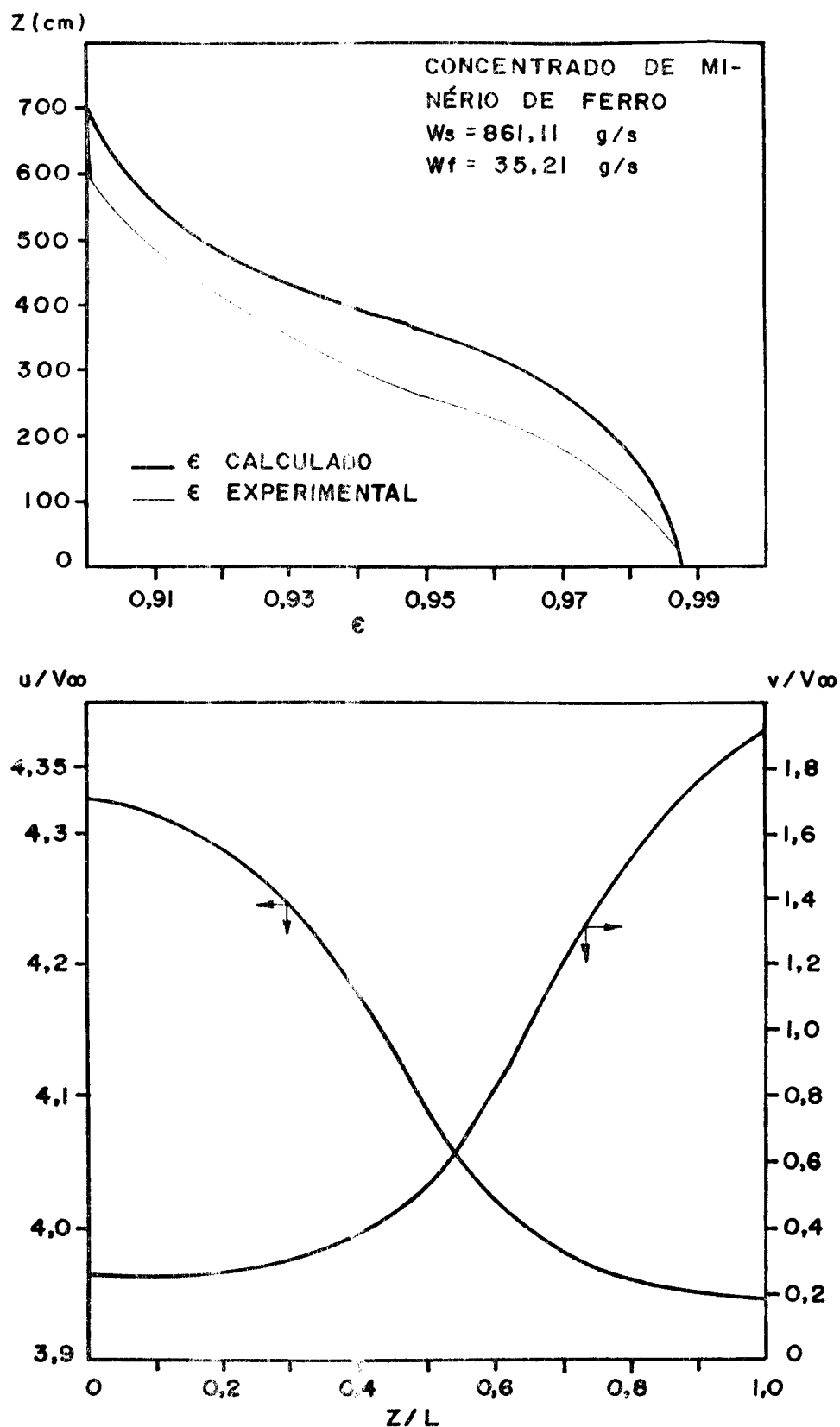


FIG.(V-9) COMPARAÇÃO ENTRE OS PERFÍS DE POROSIDADE CALCULADO E EXPERIMENTAL ; PERFÍS DE VELOCIDADES CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO (CONCENTRADO DE MINÉRIO DE FERRO, $\rho_s = 4,59 \text{ g/cm}^3$, $d_p = 105 \times 10^{-3} \text{ mm}$)

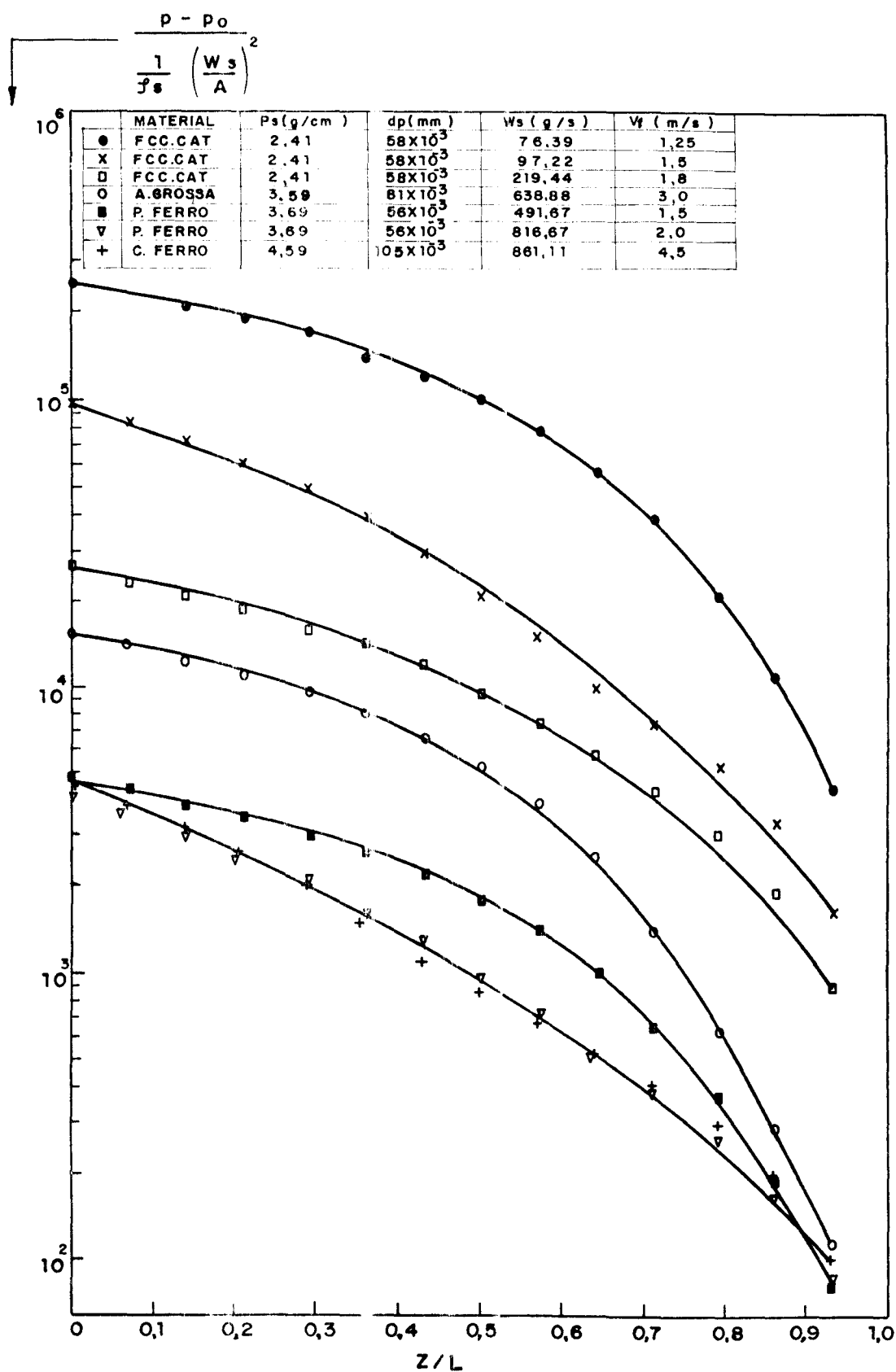


FIG. (V-10) PERFIS ADIMENSIONAIS DE PRESSÃO CALCULADOS PELA FORMULAÇÃO

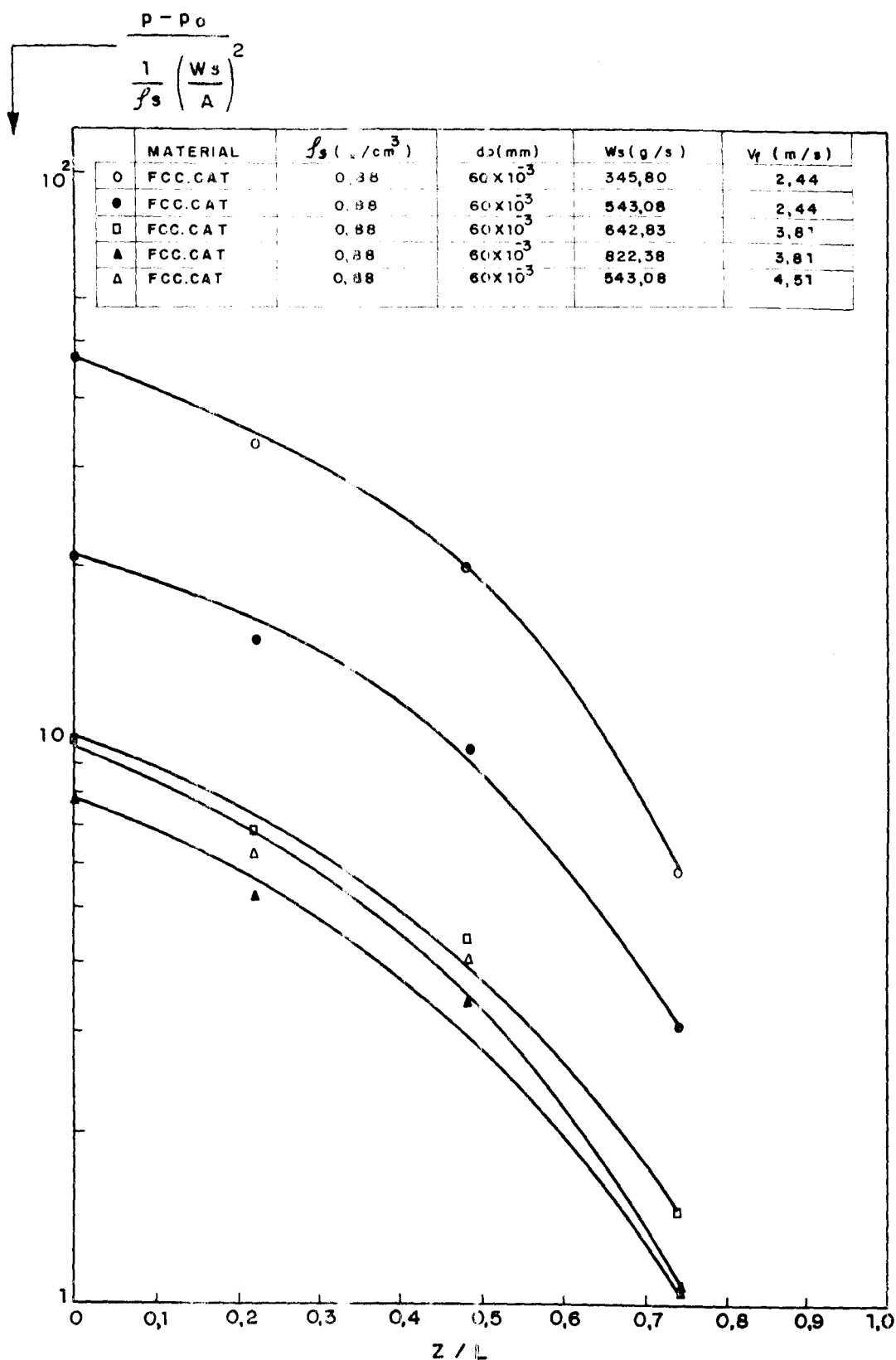


FIG. (V-II) PERFÍS EXPERIMENTAIS DE PRESSÃO
DADOS OBTIDOS POR YERUSHALMI et ALII

Analisando os resultados obtidos para as velocidades observamos as características de um movimento vertical com aceleração das partículas e desaceleração do fluido até atingir a condição de regime estabelecido com relação à altura da coluna de fluidização.

Na análise comparativa entre os 70 valores de porosidade experimental e calculada, vista na figura (V-12), observa-se que a dispersão mantém-se numa faixa de $\pm 5\%$, enquanto a análise estatística dos mesmos dados, fornece um valor médio (equação III.19), desvio médio relativo (equação III.20) e desvio padrão (equação III.21), de 0,999 , 0,829 % e 0,016 respectivamente, onde $y = \epsilon_{\text{exp}}/\epsilon_{\text{calc}}$ e $x = \epsilon$.

A partir dos resultados obtidos verificamos que o modelo matemático apresentado é adequado para a descrição da fluidização rápida, reproduzindo os perfis característicos desse tipo de regime.

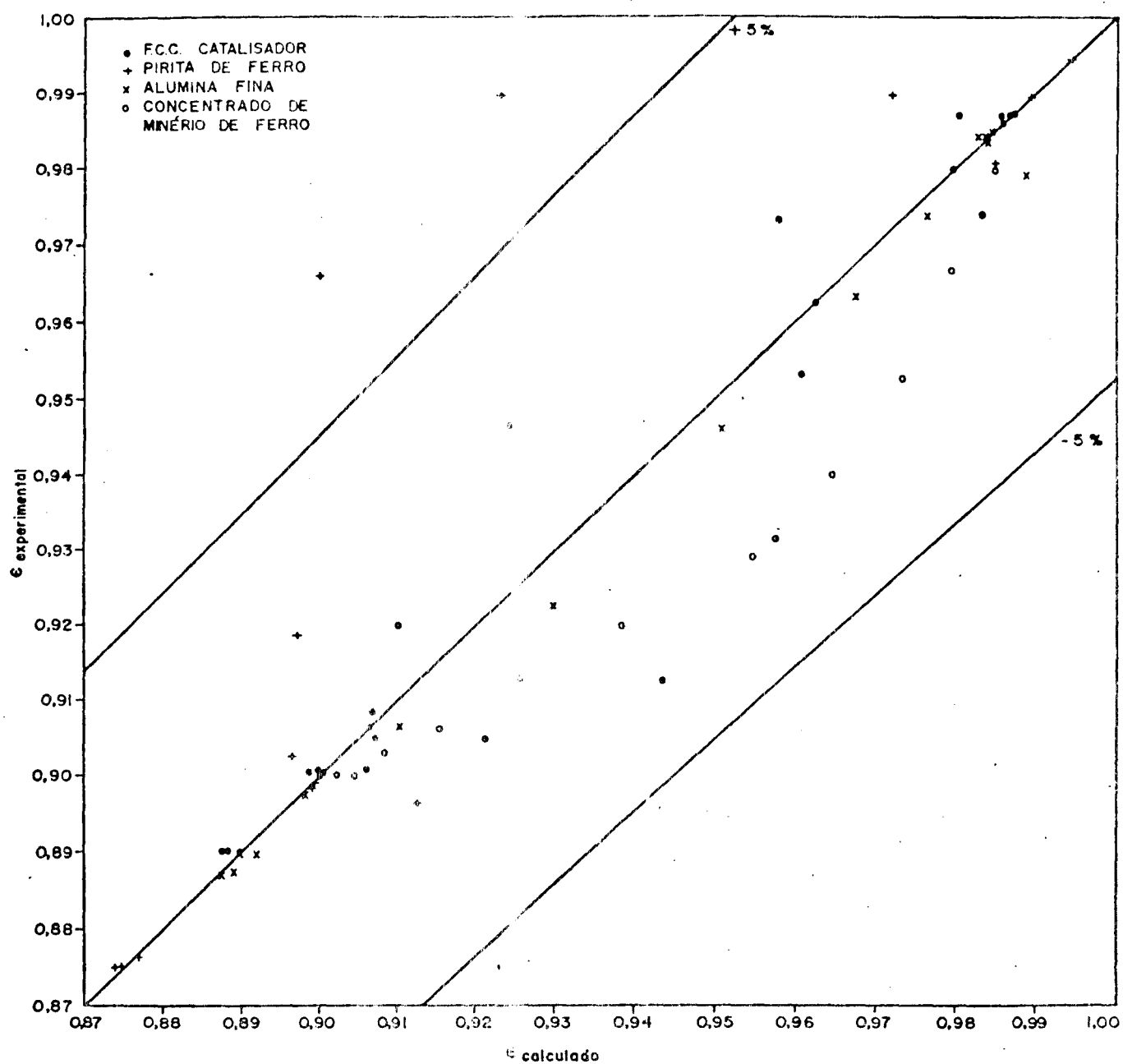


FIG. (X-12) COMPARAÇÃO ENTRE OS VALORES EXPERIMENTAIS DE LI et ALII E OS VALORES CALCULADOS PELO MODELO DESTA TRABALHO PARA A POROSIDADE

CAPÍTULO VI
CONCLUSÕES E SUGESTÕES

VI.1. CONCLUSÕES

Como decorrência dos resultados e análises apresentados nos capítulos anteriores, pode-se efetuar as seguintes considerações a respeito das contribuições do presente trabalho:

1. Obteve-se um conjunto de 290 dados experimentais referentes ao comportamento dinâmico de um sistema gás-sólido, operando-se em regiões próximas ao ponto crítico, incluindo-se a determinação de 22 dados referentes à velocidade crítica, onde a mistura entra em colapso. O sistema experimental usado envolveu a utilização de um leito de arraste dos sólidos com recirculação, permitindo a exploração da região acima citada, sendo que a mesma possui características de instabilidade, numa ampla faixa de variáveis dinâmicas do sistema.

2. Visando a comparação com resultados experimentais, propôs-se um método de previsão da velocidade crítica, partindo-se de correlações fundamentais que exprimem a expansão de sistemas particulados uniformes. Os resultados previstos pelo método proposto e por correlações e métodos existentes na literatura foram confrontados com os valores experimentais obtidos neste trabalho e também com dados da literatura. O método aqui desenvolvido apresentou um desvio médio relativo inferior a 24%, em relação ao conjunto de 43 dados experimentais obtidos neste trabalho e na literatura.

3. Com o objetivo de interpretar os resultados obtidos para a queda de pressão do sistema gás-sólido, analisou-se o desempenho da equação proposta por Leung onde os valores das variáveis dinâmicas (velocidades locais e porosidade) foram calculadas por dois métodos distintos. Obteve-se resultados

satisfatórios pelos métodos de cálculo aqui apresentados, ocorrendo superioridade de desempenho de um ou do outro método dependendo das faixas de diâmetro da partícula e tubo, e da vazão de sólidos.

4. Procurando contribuir para a análise do contato gás-sólido no regime conhecido na literatura como fluidização rápida, onde ocorre aceleração da mistura, efetuou-se uma revisão de estudos baseados nas equações de conservação e propôs-se uma formulação matemática que permite a previsão dos perfis longitudinais de porosidade, pressão e velocidades do fluido e do sólido. Fez-se a verificação experimental dos resultados previstos pela formulação com dados da literatura, sendo que uma comparação mais completa depende ainda da obtenção de dados experimentais com sólidos finos ($d_p < 200\mu$) para os quais o regime de "Choking" é mais facilmente evitado, ocorrendo o regime de contato denominado de fluidização rápida.

VI.2. SUGESTÕES

Com o objetivo de dar continuidade aos estudos efetuados no presente trabalho sugere-se:

1. A obtenção de dados experimentais com sólidos finos, procurando completar a gama de variáveis que implicam na obtenção de regimes diferentes daqueles obtidos com as partículas utilizadas neste trabalho, incluindo o regime de fluidização rápida.

2. A determinação experimental do coeficiente de troca térmica entre tubos aquecidos e a mistura gás-sólido, analisando a influência da vazão dos sólidos e do ar, das proprie

dades do fluido e da partícula, do diâmetro do tubo. Este es
tudo possui importantes aplicações na concepção e projeto de
combustores e geradores de vapor de leito fluidizado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 - Angelino, H., "Fluidization", Publicação COPPE PPD 7/76, 1976
- 2 - Arastoopour, H. and Gidaspow, D., "Analysis of I. G.T. Pneumatic conveying data and fast fluidization using a thermohydrodynamic model", Powder Technology, vol. 22, pp. 77-87, 1979.
- 3 - Arastoopour, H. and Gidaspow, D., "Vertical pneumatic conveying using four hydrodynamic models" . Ind. Eng. Chem. Fundam., vol. 18, pp. 123-30, 1979.
- 4 - Capes, C.E. and Nakamura K., "Vertical pneumatic conveying: An experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes", Can J. Chem. Eng., vol. 51, pp. 31-46, 1973
- 5 - Da Silva, M.G.C., "Transporte pneumático de partículas sólidas", Tese M.S. em Engenharia Química, UNICAMP, 1984.
- 6 - Farbar, L., "Flow Characteristics of solids - gas mixtures in a horizontal and vertical circular conduit, Ind. Eng. Chem., vol. 41, pp. 1184-1190, 1949.
- 7 - Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L. and Andersen, L.B., "Principles of unit operations", Ed. John Wiley & Sons Inc., 1980.
- 8 - Ghosh, D.P., Chand, P., "Critical analysis of pressure drop under pneumatic conveyance of solids", J. Agr. Eng. Res., vol. 13, pp. 36-43, 1968.
- 9 - Khan, J.J. and Pei, D.C., "Pressure drop in vertical solid-gas suspension flow". Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., vol. 12, pp. 428-431, 1973.

- 10 - Knowlton, T.M. and Bachovchin, D.M., "The determination of gas-solids pressure drop and choking velocity as a function of gas density in a vertical pneumatic conveying line", Fluidization technology, vol.II, Ed. D.L. Keavins, pp.253-282, 1976.
- 11 - Kunii D., Levenspiel, O. "Fluidization Engineering", Robert E. Krieger Publishing Company Dan-Tington, New York, 1977.
- 12 - Leung, L.S., Wiles, R.J. and Nicklin, D.J., "Correlation for predicting choking flowrates in vertical pneumatic conveying", Ind.Eng. Chem., Process. Des. Develop., vol.10, pp.183-189, 1971.
- 13 - Leung, L.S. and Wiles, R.J., "A quantitative desing procedure for vertical pneumatic conveying systems", Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev. vol.15, pp.552-557, 1976.
- 14 - Leung, L.S., "The ups and downs of gas-solid flow - A review", Proc. Int. Fluidization Conference, Plenum Press, pp.25-68, 1980.
- 15 - Leung, L.S., "Vertical pneumatic conveying: A flow regime diagram and a review of chocking versus - non chocking systems", PowderTechnology, vol.25 pp.185-190, 1980.
- 16 - Lewis, W.K., Gilliland, I.R. and Bauer, W.C., "Characteristics of fluidized particles", Ind.Eng. Chem., vol.41, pp.1104-1117, 1949.
- 17 - Li, Y., Chen, B., Wang, F., Wang, Y., Guo, N., "Rapid fluidization", Int.Chem.Eng., vol.21, pp.670-678, 1981.
- 18 - Massarani, G., Santana, C.C., Pereira, J.A.R., "Pneumatic Vertical Transport - Mathematical Formulation and Testing", Proceedings of 3^d International Chemical Engineering Conference, vol.I, pp.1.24-1.31, Chempor 1981.

- 19 - Massarani, G. e Santana, C.C., "Força Revistiva sólido-fluido em sistemas particulados de porosidade elevada", Revista Brasileira de Tecnologia vol.11, pp.45-50, 1980.
- 20 - Ormiston, R.M., Ph. D. Thesis Cambridge University, England, 1966.
- 21 - Punwani, D.V., Modi, M.V. and Tarman, P.B., "A generalized correlation for estimating choking velocity in vertical in solids transport", Papers presented at the international power and bulk solids handling and processing Conference, Chicago, 1976.
- 22 - Reh, L., "Fluidized bed processing", Chem. Eng. Prog., vol.67, pp.58-63, 1971.
- 23 - Reh, L., "Calcining aluminium trihydrate in a circulating fluid bed, a new technique", Proc. Aust. Inst. Min. Met., Nº 241, pp 73-80, 1972
- 24 - Santana, C.C., Mendes, E.S., "Contato gás-sólidos em leito fluidizado recirculante: Um modelo matemático para o movimento vertical com aceleração", Anais do XI ENEMP, Rio de Janeiro, 1983.
- 25 - Santana, C.C., Mendes, E.S., Da Silva, M.G.C., "Velocidade crítica do gás no escoamento gás-sólido concorrente ascendente vertical", Anais do XII ENEMP, Maringá - Pr, 1984.
- 26 - Smith, T.N., "Limiting volume fractions in vertical pneumatic transport", Chem. Eng. Sci., vol.33, pp.745-749, 1978.
- 27 - Spink, L.K., "Principles and Practice of flow meter engineering", Ninth Edition, The foxboro Company, 1977.
- 28 - Thornton, W.A., "The pneumatic transport of solids in pipes- A bibliography", B.H. R.A., 1972.

- 29 - Yang, W.C., "A mathematical definition of choking phenomenon and a mathematical model for predicting choking velocity and choking voidage", *Aiche J.*, vol.21, pp.1013-1015, 1975.
- 30 - Yang, W.C., "A criterion for fast fluidization". *Proceedings Pneumotransport 3, B.H.R.A., Int. Conference on the pneumatic transport*, pp.E 5-49, E 5-55, 1976.
- 31 - Yerushalmi, J., Turner, D.H., and Squires, A.M., "The fast fluidized bed", *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, vol.15, pp.47-53, 1976.
- 32 - Yousfi, Y. et Gau, G., "Aerodynamique de l'écoulement vertical de suspensions concentrées gaz-solids", *Chem. Eng. Sci.*, vol. 29, pp.1939-1953, 1974.
- 33 - Yuan, T., "Solid-liquid suspension flow in horizontal pipes", *Ph.D. Thesis Syracuse University*, 1972.
- 34 - Zenz, F.A., "Two-phase fluid solid flow", *Ind. Eng. Chem.*, vol.41, pp.2801-2806, 1949.

NOMENCLATURA

- A - área da secção transversal do tubo vertical, L^2
- C_D - coeficiente de arraste da partícula isolada, adimensional
 $\left\{ \frac{4}{3} \left(\frac{g d_p (\rho_s - \rho_f) / \rho_f}{(V_\infty)^2} \right) \right\}$
- D - diâmetro do tubo vertical, L
- d_p - diâmetro da partícula sólida, L
- F_a - fator de correção por expansão térmica do plano primário, adimensional
- F_{AS} - força de arraste exercida pelo fluido sobre as partículas sólidas por unidade de volume, FL^{-3}
- F_b - fator básico do orifício para gás, adimensional
- F_f - fator de atrito de Fanning para tubos, adimensional
- F_g - fator de correção na massa específica do gás, adimensional
- F_m - fator de correção do manômetro, adimensional
- F_{pb} - fator de correção na pressão ambiente para o gás, adimensional
- F_{pv} - fator de supercompressibilidade do gás, adimensional
- F_R - número de Froude, adimensional ($V_f / g D$)
- F_r - fator de correção do efeito das forças viscosas para gás, adimensional
- $(F_s)_c$ - fator de atrito dos sólidos com a parede do tubo no ponto crítico, adimensional
- F_s - fator de atrito dos sólidos com a parede do tubo, adimensional
- F_s^* - fator de atrito aparente dos sólidos com a parede do tubo, adimensional

- F_{tb} - fator de correção na temperatura ambiente do gás, adimensional
 F_{tf} - fator de correção na temperatura do escoamento do gás, adimensional
 F_w - força de atrito da mistura com a parede do tubo por unidade de volume, FL^{-3}
 F_{wv} - fator de correção para o volume de vapor d'água no gás, adimensional
 g - aceleração da gravidade, LT^{-2}
 G - velocidade mássica da mistura, $ML^{-2} T^{-1}$
 G_a - número de Galileu, adimensional ($d_p^3 \rho_F^2 g/\mu^2$)
 G_f - velocidade mássica do fluido, $ML^{-2} T^{-1}$
 G_s - velocidade mássica do sólido, $ML^{-2} T^{-1}$
 G_s^* - velocidade mássica do sólido em $ton\ hr^{-1}\ cm^{-2}$
 G_r - velocidade mássica, adimensional ($G_s G_f / G_f + G_s$)
 h_{Hg} - deflexão manométrica em milímetros de mercúrio
 h_w - deflexão manométrica em polegadas de água
 K - constante empírica, adimensional
 k - constante empírica, adimensional
 L - comprimento do tubo transportador, L
 L_E - comprimento de entrada, L
 m - força de interação sólido-fluido por unidade de volume, FL^{-3}
 P_f - pressão estática absoluta do gás escoando em psia
 P - pressão local, FL^{-2}
 P_o - pressão de referência, na saída do leito, FL^{-2}
 Q_{as} - vazão volumétrica do ar de serviço em m^3/h
 Q_h - vazão volumétrica do gás em ft^3/h

- Re - número de Reynolds, adimensional ($\rho_f (u-v) \epsilon d_p / \mu$)
 Re_1 - número de Reynolds do gás, adimensional ($\rho_f u D / \mu$)
 Re_2 - número de Reynolds do gás, adimensional ($\rho_f V_F D / \mu$)
 Re_3 - número de Reynolds relativo, adimensional ($\rho_f d_p (u-v) / \mu$)
 T_b - temperatura absoluta do ambiente em $^{\circ}R$
 T_f - temperatura absoluta do gás escoando em $^{\circ}R$
 u - velocidade local do fluido, LT^{-1}
 u^* - velocidade local do fluido em m/s
 V_f - velocidade superficial do fluido, LT^{-1}
 $(V_f)_c$ - velocidade superficial do fluido no ponto crítico, LT^{-1}
 V_{MF} - velocidade mínima de fluidização, LT^{-1}
 V_{∞} - velocidade terminal do sólido, LT^{-1}
 v - velocidade superficial do sólido, LT^{-1}
 v^* - velocidade superficial do sólido em m/s
 W_f - vazão mássica do fluido, MT^{-1}
 W_s - vazão mássica de sólidos, MT^{-1}
 Y - fator de expansão, adimensional
 Z - coordenada axial na vertical, L
 Z_o, Z_i - parâmetros de Li et alii¹⁶, L
 ΔP_f - queda de pressão devido ao fluido, FL^{-2}
 ΔP_s - queda de pressão devido ao sólido, FL^{-2}
 ΔP_T - queda de pressão total, FL^{-2}
 ΔP_T^* - queda de pressão total em cm
 α - função da taxa de fluxo do ar na velocidade, adimensional
 θ - razão de carga sólido-fluido, adimensional
 ϵ - porosidade do sistema, adimensional
 $\bar{\epsilon}$ - porosidade média do sistema, adimensional
 ϵ_c - porosidade do sistema no ponto crítico, adimensional
 ϵ_a - porosidade do sistema na extremidade densa, adimensional

- ϵ^* - porosidade do sistema na extremidade diluída, adimensional
- ϕ - esfericidade do sólido, adimensional
- $\bar{\gamma}$ - fator de segregação médio, adimensional
- μ - viscosidade absoluta do fluido, $ML^{-1} T^{-1}$
- ρ_f - massa específica do fluido, ML^{-3}
- ρ_s - massa específica do sólido, ML^{-3}
- ρ_s^* - massa específica do sólido calculada segundo Belden and Kassel, ML^{-3}
- ρ_d - massa específica do sólido dispersado, ML^{-3}
- η - variação radial da velocidade do sólido, adimensional