

TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO NO  
TRANSPORTE PNEUMÁTICO VERTICAL

Autor: Liliam Maria Torrezan Valentin

Orientador: César Costapinto Santana

022/86

*Este exemplar corresponde à redação  
final da Tese defendida por Liliam  
Maria Torrezan Valentin e aprovada  
pela Comissão Julgadora em 18/04/1986*

**UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL.**

*César Costapinto Santana*

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

TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO NO  
TRANSPORTE PNEUMÁTICO VERTICAL

Autor: Liliam Maria Torrezan Valentin

Orientador: César Costapinto Santana

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação  
da Faculdade de Engenharia de Campinas  
UNICAMP como parte dos requisitos necessá-  
rios para a obtenção do Grau de Mestre em  
Engenharia Química

Campinas, S.P. - Brasil

Abril de 1986

Aos meus pais, Victor e Maura,  
por tudo.

Ao Celso, pelo amor.

## AGRADECIMENTOS

Meus agradecimentos são destinados à todos que contri  
buíram com a realização deste trabalho e, de modo especial:

Ao Professor Doutor César Costapinto Santana, orien  
tador deste trabalho, o meu agradecimento pela eficiente e con  
creta orientação e pela amizade.

À colega Meuris Gurgel Carlos da Silva pela ajuda na  
obtenção dos dados experimentais e ao Antonio Sérgio R. Rega  
natti pelo auxílio na montagem experimental.

Ao Roberto Tadeu da Silva, pela elaboração dos gráfi  
cos e figuras e à IMA Serviços Datilográficos S/C. Ltda. ME,  
pelo serviço datilográfico.

À CAPES, pela bolsa concedida, e a Termoquip pela  
construção do equipamento.

## RESUMO

Foi realizado um estudo experimental do coeficiente médio de troca de calor convectivo entre ar aquecido e partículas sólidas, visando o relacionamento entre as variáveis fluidodinâmicas e térmicas envolvidas no escoamento vertical de misturas gás-sólidos em fase diluída, com o objetivo principal de se determinar a influência da concentração de sólidos.

A obtenção dos dados experimentais com misturas de ar e esferas de vidro foi realizada em montagem com instrumentação adequada para a determinação dos perfis longitudinais de temperatura e pressão, com capacidade de alimentação de até 640 kg/h de sólidos e com vazões mássicas de ar na faixa de 90 a 180 kg/h, sendo o diâmetro interno do tubo vertical igual a 0,0521m com 4,8m de altura.

Foram obtidos 110 pontos experimentais que cobriram uma faixa de concentração volumétrica de  $2,3 \times 10^{-4}$  até  $1,6 \times 10^{-2}$ .

A utilização de três modelos diferentes para a obtenção das variáveis fluidodinâmicas do sistema gás-sólidos permitiu a obtenção de correlações para o número de Nusselt de transferência de calor gás-sólidos, que são dependentes das hipóteses inerentes ao comportamento dinâmico do sistema.

**ABSTRACT**

An experimental investigation was carried out to obtain the average convective heat transfer from air to spherical glass particles in vertical pneumatic conveying.

The aim is to find a relationship between the flow and thermal variables, including the effect of solid particles concentration.

The test section consisted of a vertical tube with 0.0521 m I.D. and 4.8 m length with dp cells and thermocouples equally spaced along the length. Air mass flow rate was varied from 90 to 180 kg/h with volumetric solid concentration was in the range  $2.3 \times 10^{-4}$  to  $1.6 \times 10^{-2}$ .

Correlations for the Nusselt number are proposed starting from three different physical models. Calculated results presented a reasonable agreement with the experimental data.

## NOMENCLATURA

- A - Área de transferência de calor gás-sólidos,  $L^2$
- $C_p$  - Calor específico à pressão constante,  $L^2 \theta^{-2} T^{-1}$
- D - Diâmetro do tubo, L
- d - Diâmetro da placa de orifício, L
- $d_p$  - Diâmetro médio das partículas, L
- $f_s$  - Coeficiente de atrito dos sólidos com a parede do tubo
- g - Aceleração da gravidade,  $L \theta^{-2}$
- H - Altura da célula de medida, L
- $\bar{h}$  - Coeficiente médio de troca de calor gás-sólidos,  
 $M \theta^{-3} T^{-1}$
- h - Deflexão manométrica, L
- K - Condutividade térmica do gás  $ML \theta^{-1} T^{-1}$
- m - Força de interação sólido-fluído ou força resistiva se-

gundo equação de Massarani e Santana

$Nu$  - Número de Nusselt

$Pr$  - Número de Prandtl

$Re_p$  - Número de Reynolds do sólido, definido a partir de velocidade relativa.

$S$  - Área da secção transversal do tubo,  $L^2$

$\Delta t_m$  - Diferença média logarítmica de temperatura, T

$t$  - Temperaturas, T

$\bar{u}$  - Velocidade média do gás,  $L O^{-1}$

$\bar{v}$  - Velocidade média dos sólidos,  $L O^{-1}$

$w_g$  - Vazão mássica do gás,  $M O^{-1}$

$w_s$  - Vazão mássica dos sólidos,  $M O^{-1}$

#### LETRAS GREGAS

$\beta_v$  - Concentração volumétrica da mistura gás sólidos,  $L^3 L^{-3}$



$\bar{\epsilon}$  - Porosidade média do sistema,  $L^3 L^{-3}$

$\mu$  - Viscosidade do gás,  $M\theta^{-1} L^{-1}$

$\rho_g$  - Densidade do gás,  $ML^{-3}$

$\rho_s$  - Densidade dos sólidos,  $ML^{-3}$

## ÍNDICES

1 - se referem às condições de entrada

2 - se referem às condições de saída

g - gás

s - sólido

## ÍNDICE GERAL

	Página
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO. . . . .	01
I.1 - Motivação à Pesquisa. . . . .	02
I.2 - Objetivos . . . . .	05
CAPÍTULO II - REVISÃO DA LITERATURA . . . . .	07
II.1 - Introdução . . . . .	08
II.2 - Principais equações e correlações para partículas num meio infinito. . . . .	09
II.3 - Correlações com a influência da concentração de partículas . . . . .	13
II.3.1. Sobre a configuração do escoamento . . . . .	13
II.3.2. Sobre o efeito da concen <u>tr</u> tração . . . . .	14
II.3.3. Sobre a forma, rugosida- de e o efeito de rotação das partículas . . . . .	15
CAPÍTULO III - FORMULAÇÃO GLOBAL PARA A TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS - SÓLIDOS . . . . .	22
III.1 - Introdução. . . . .	23
III.2 - Equações Básicas para a trans <u>fer</u> ferência de calor . . . . .	23

	Página
III.3 - Equações Básicas para a dinâmica do sistema gás - sólido no transporte pneumático . . . . .	26
 CAPÍTULO IV - MONTAGEM EXPERIMENTAL . . . . .	 31
IV.1 - Introdução. . . . .	32
IV.2 - Descrição da montagem . . . . .	32
IV.2.1. Sistema de alimentação. . . . .	34
IV.2.2. Seção de testes . . . . .	35
IV.3 - Caracterização dos sólidos e do ar. . . . .	39
 CAPÍTULO V - RESULTADOS EXPERIMENTAIS E CALCULADOS . . . . .	 42
V.1 - Introdução. . . . .	43
V.2 - Resultados obtidos nas determinações experimentais. . . . .	43
V.3 - Processamento dos resultados deste trabalho com diversos modelos fluidodinâmicos . . . . .	58
V.3.1. Modelo fluidodinâmico desprezando-se o atrito sólidos-tubo . . . . .	58
V.3.2. Modelo fluidodinâmico com o fator de atrito sólidos-tubo proposto por Sternberg. . . . .	66

	Página
V.3.3. Modelo fluidodinâmico com o fator de atrito sólidos-tubo proposto por da Silva. . . . .	74
V.4 - Processamentos dos dados experimentais obtidos por Kacmarzyk e Bandrowski. . . . .	82
V.5 - Estabelecimento de correlações. . . . .	90
V.5.1. Correlações do Tipo: $\text{Nu} = A \text{Re}_p^B \beta_v^C . . . . .$	90
V.5.2. Correlações baseadas no método das duas assíntotas de Churchill e Usagi. . . . .	91
 CAPÍTULO VI - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS. . . . .	 97
 CAPÍTULO VII - CONCLUSÕES E SUGESTÕES. . . . .	 102
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS . . . . .	 106
 APÊNDICE A . . . . .	 110

## ÍNDICE DAS FIGURAS

	Página
Fig. II. 1 - Comparação entre várias correlações para o Número de Nu para partículas estacionárias .	11
Fig. II. 2 - Comparação entre várias correlações para o cálculo do Número de Nusselt na transferência de calor gás - sólidos . . . . .	12
Fig. II. 3 - Efeito da concentração na transferência de calor gás - sólidos para diferentes valores de Re . . . . .	15
Fig. II. 4 - Influência da concentração na transferência de calor gás-sólidos. . . . .	18
Fig. II. 5 - Correlação dos dados de transferência de calor . . . . .	19
Fig. IV. 1 - Esquema da montagem experimental para o transporte pneumático com transferência de calor . . . . .	33
Fig. IV. 2 - Vista geral do sistema de alimentação . . .	37
Fig. IV. 3 - Vista do sistema de aquecimento do ar . . .	37

	Página
Fig. IV. 4 - Amostrador para medida de vazão de sólidos .	38
Fig. IV. 5 - Par termoeletrico embutidos em agulha para medida da temperatura do ar . . . . .	38
Fig. IV. 6 - Separadores gás - sólidos . . . . .	41
Fig. IV. 7 - Resfriador de leito fluidizado. . . . .	41
Fig. V. 1 a V.4 - Exemplos de perfis de temperaturas obtidos experimentalmente . . . . .	44 a 47
Fig. V. 5 - Comparação dos resultados obtidos sem $f_s$ com correlações existentes na literatura. .	64
Fig. V. 6 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de $Re_p =$ constante para os dados experimentais sem $f_s$ . . . . .	65
Fig. V. 7 - Comparação dos resultados obtidos com $f_s$ de Stemerding com correlações existentes na literatura . . . . .	72
Fig. V. 8 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de $Re_p =$ constante para os dados experimentais com $f_s$ de Stemerding .	73

## Página

- Fig. V. 9 - Comparação dos resultados obtidos com  $f_s$  proposto por da Silva com correlações existentes na literatura . . . . . 80
- Fig. V. 10 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de  $Re_p = \text{constante}$  para os dados experimentais com  $f_s$  proposto por da Silva . . . . . 81
- Fig. V. 11 - Comparação entre a correlação de Kaczmarzyk e Bandrowski e a correlação obtida com os pontos experimentais dos mesmos utilizando-se o modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana sem  $f_s$ . . . . . 84
- Fig. V. 12 - Comparação entre a correlação de Kaczmarzyk e Bandrowski e a correlação obtida com os pontos experimentais dos mesmos utilizando-se o modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana com  $f_s$  de Stemerding. . . . . 85
- Fig. V. 13 - Comparação entre a correlação de Kaczmarzyk e Bandrowski e a correlação obtida com os pontos experimentais dos mesmos utilizando-se o modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva. . . . . 86

- Fig. V. 14 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de  $Re_p = \text{constante}$  para os dados de Kaczmarzyk e Bandrowski sem  $f_s$ . . . . . 87
- Fig. V. 15 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de  $Re_p = \text{constante}$  para os dados de Kaczmarzyk e Bandrowski com  $f_s$  de Stemerding. . . . . 88
- Fig. V. 16 - Influência da concentração no número de Nu para diversos valores de  $Re_p = \text{constante}$  para os dados de Kaczmarzyk e Bandrowski com  $f_s$  proposto por da Silva. . . . . 89
- Fig. V. 17 - Comparação entre Nu calculado e Nu experimental sem  $f_s$ . . . . . 94
- Fig. V. 18 - Comparação entre Nu calculado e Nu experimental com  $f_s$  de Stemerding . . . . . 95
- Fig. V. 19 - Comparação entre Nu calculado e Nu experimental com  $f_s$  proposto por da Silva . . . . . 96



CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

## I.1. MOTIVAÇÃO À PESQUISA

Uma grande variedade de processos tecnológicos tais como, a secagem e as reações químicas em leitos fixos e fluidizados abrangem os Fenômenos de Transporte em Sistema Particulados. Esses processos envolvem o escoamento e a troca de calor e massa entre sólidos, sob a forma de grânulos ou pós e uma fase fluida.

Nas situações em que as fases estão em repouso, adquirem especial importância na descrição dos fenômenos que ali ocorrem, as propriedades físicas tais como, o calor específico, a condutividade térmica e o coeficiente de difusão. Em geral, entretanto as fases não estão em repouso e conseqüentemente, as resistências às trocas são influenciadas pelo tamanho das partículas, pela velocidade relativa entre as fases e pelas propriedades das mesmas.

Como exemplo de processos multifásicos que aproveitam as vantagens do aumento de eficiência de troca em sistemas dispersos, podemos citar a regeneração de catalisadores, a combustão de carvão e biomassa, os reatores de leito fluidizado e a secagem pneumática.

Os avanços científicos desses processos têm recebido atenção crescente, para que se possa ter a previsão do comportamento das fases e do dimensionamento dos equipamentos. Esses

estudos são de fundamental importância para o relacionamento' entre as variáveis dinâmicas e térmicas, como por exemplo, as velocidades locais e temperaturas de fluido e partículas, tempo de resistência e consumo de energia no processo.

No que diz respeito à transferência de calor em suspensões gasosas, observa-se que a maioria dos tratamentos teóricos e experimentais abordam misturas gás - sólidos em faixas estreitas de concentrações e de números de Reynolds.

Uma das maneiras de se caracterizar a concentração volumétrica dessas misturas é a utilização da variável local  $\beta_v$ , definida por:

$$\beta_v = \frac{\text{volume de sólidos}}{\text{volume de fluido}} \quad (\text{I.1})$$

Essa equação pode ser expressa em função da porosidade de média,  $\bar{\epsilon}$ , do sistema através da forma:

$$\beta_v = \frac{1 - \bar{\epsilon}}{\bar{\epsilon}} \quad (\text{I.2})$$

Para se determinar o coeficiente médio de troca de calor gás - sólidos,  $\bar{h}_{sg}$ , estão envolvidos, geralmente, os grupos adimensionais tais como, o Número de Nusselt (Nu), o Número de Reynolds ( $Re_p$ ) e o Número de Prandtl (Pr), que estão descritos nas seguintes equações respectivamente:

$$Nu = \frac{\bar{h}_{sg} d_p}{K_g} \quad (I.3)$$

$$Re_p = \frac{\rho d_p (\vec{u} - \vec{v})}{\mu} \quad (I.4)$$

$$Pr = \frac{\mu C_p}{K_g} \quad (I.5)$$

Onde,

$d_p$  = diâmetro médio das partículas, (mm)

$K_g$  = condutividade térmica do fluido, (kcal/ms °C)

$\vec{u}$  = vetor velocidade local do fluido, (m/s)

$\vec{v}$  = vetor velocidade local dos sólidos, (m/s)

$\rho$  = massa específica do fluido, (kg/m<sup>3</sup>)

$C_p$  = calor específico do fluido à pressão constante,  $\frac{(kcal)}{(K_g \text{ } ^\circ C)}$

$\mu$  = viscosidade dinâmica do fluido, (kg / sm)

Em alguns sistemas pode-se ter uma das velocidades,  $\vec{u}$  ou  $\vec{v}$ , nulas.

Com a revisão dos trabalhos desenvolvidos por vários pesquisadores nessa área, chegar-se-á a evidência que, em grande parte deles, tem-se limitações de concentrações para sistema com concentrações da fase sólida mais elevadas, pois na maioria dos casos,  $\beta_v < 0,0025$ , além de abrangerem geralmente partículas pequenas,  $d_p < 0,2$  mm e com Números de Reynolds que raramente são maiores que o valor 300.

## I.2. OBJETIVOS

Com o intuito de examinar a transferência de calor gás - sólidos, com o escoamento simultâneo das fases em transporte pneumático vertical, foram estabelecidos os seguintes objetivos para esse trabalho:

a) Efetuar a montagem de um sistema experimental, onde se possa medir as variáveis dinâmicas e térmicas envolvidas no fenômeno da transferência de calor gás - sólidos, que permitam cobrir faixas de  $\beta_v$ ,  $Re_p$  e  $Nu$  maiores do que aquelas encontradas na literatura, preenchendo assim, algumas lacunas nas informações disponíveis na mesma.

b) Verificar a influência das formulações matemáticas que exprimem o comportamento dinâmico no coeficiente médio de troca de calor convectivo, e obter com o auxílio dos resultados experimentais, correlações para  $\bar{h}_{sg}$ , que incorporem essas variáveis dinâmicas obtidas dos diversos modelos.

CAPÍTULO II

REVISÃO DA LITERATURA

## II.1. INTRODUÇÃO

Os estudos sobre a transferência de calor por convecção entre gases e partículas sólidas podem ser divididos em duas grandes categorias, uma delas, correspondente a partículas estacionárias e a outra, envolvendo o escoamento das partículas no seio da corrente gasosa.

Nas situações onde os sólidos se movimentam como uma massa compacta (leito deslizante em fase densa) e onde a porosidade do sistema é da ordem de 0,5, alguns autores como CHUKHANOV<sup>(1)</sup>, admitem a extensão dos resultados já conhecidos para leitos estacionários, com a simples incorporação da velocidade relativa ao Número de Reynolds do escoamento.

Uma extensa revisão bibliográfica e um estudo baseado na Termomecânica do Contínuo, junto com a obtenção de dados experimentais em leitos fixos de partículas, podem ser encontrados no trabalho de FREIRE<sup>(2)</sup>.

Na presente revisão, nos deteremos aos resultados que permitam acompanhar os avanços verificados nos vários estudos feitos para a determinação dos aspectos físicos e correlações que visam a obtenção do Número de Nusselt, enfocando os progressos obtidos no que se referem à extensão dos resultados com partículas em um meio infinito, até a inclusão do efeito da "população" de partículas, através da concentração volumétrica  $\beta_v$  e também da influência do movimento das partículas.



## II.2. PRINCIPAIS EQUAÇÕES E CORRELAÇÕES PARA PARTÍCULAS NUM MEIO INFINITO

O resultado clássico para uma partícula esférica estacionária em um meio infinito, trocando calor por convecção foi estabelecido por RUDENBERG<sup>(3)</sup>, através de solução analítica que resultou em:

$$\text{Nu} = 2 \quad (\text{II.1})$$

Esta equação pode ser utilizada para escoamentos a baixos Números de Reynolds, desde que, este não exceda o valor 1.

KRAMERS<sup>(4)</sup>, procurando verificar a influência do Número de Prandtl e do Número de Reynolds, na convecção forçada em torno de esferas, realizou ensaios experimentais com vários fluidos e com o aquecimento indutivo das esferas com corrente elétrica de alta frequência. Em seus estudos KRAMERS, estabeleceu a seguinte correlação para representar seus resultados experimentais, nas faixas,  $8 < \text{Nu} < 40$  e  $0,7 \leq \text{Pr} < 380$ :

$$\text{Nu} = 2 + 1,3 \text{Pr}^{0,15} + 0,66 \text{Pr}^{0,31} \text{Re}_p^{0,5} \quad (\text{II.2})$$

A partir de considerações sobre a analogia entre transferência de calor e massa, BRAUER e MEWES<sup>(5)</sup>, obtiveram para Nusselt, a correlação:

$$\text{Nu} = 2 + \frac{z_K (\text{Re}_p \text{Pr})^{1,7}}{1 + (\text{Re}_p \text{Pr})^{1,2}} \quad (\text{II.3})$$

onde,

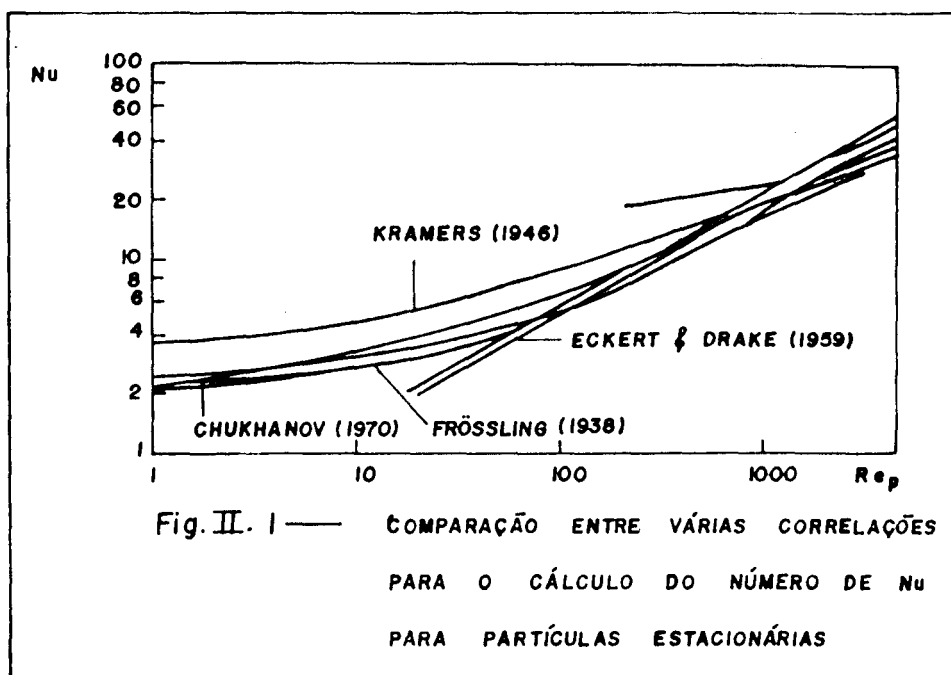
$$z_K = \frac{0,66}{1 + \text{Pr}} + \frac{0,79 \text{Pr}}{\text{Pr}^{1,6} (2,4 + \text{Pr})}$$

Essa correlação é limitada à faixa de valores onde  $1 < \text{Re}_p < 100$ .

As expressões (II.2) e (II.3) tem sido utilizadas na literatura, para a predição de Nu, tanto nos casos onde as partículas são estacionárias, como também onde há movimento simultâneo sólido-fluido.

Na figura (II.1) abaixo, tem-se resumo do comportamento de algumas correlações encontradas na literatura para o cálculo de Nusselt, no caso de partículas estacionárias, enquanto que na figura (II.2), tem-se uma representação análoga para partículas em movimento. O fluido utilizado em todas as correlações encontradas é o ar.

A partir dessas figuras, pode-se avaliar quantitativamente os desvios entre as várias correlações, especialmente na figura (II.2) para altos valores de  $\text{Re}_p$ . Em ambas, é colocada a correlação de Kramers, já citada, e que serve aqui como um importante referencial.



Onde os autores acima descritos correspondem as seguintes referências bibliográficas: KRAMERS<sup>(4)</sup>, CHUKHANOV<sup>(1)</sup>, FRÖSSILING<sup>(5)</sup>, ECKERT e DRAKE<sup>(6)</sup>.

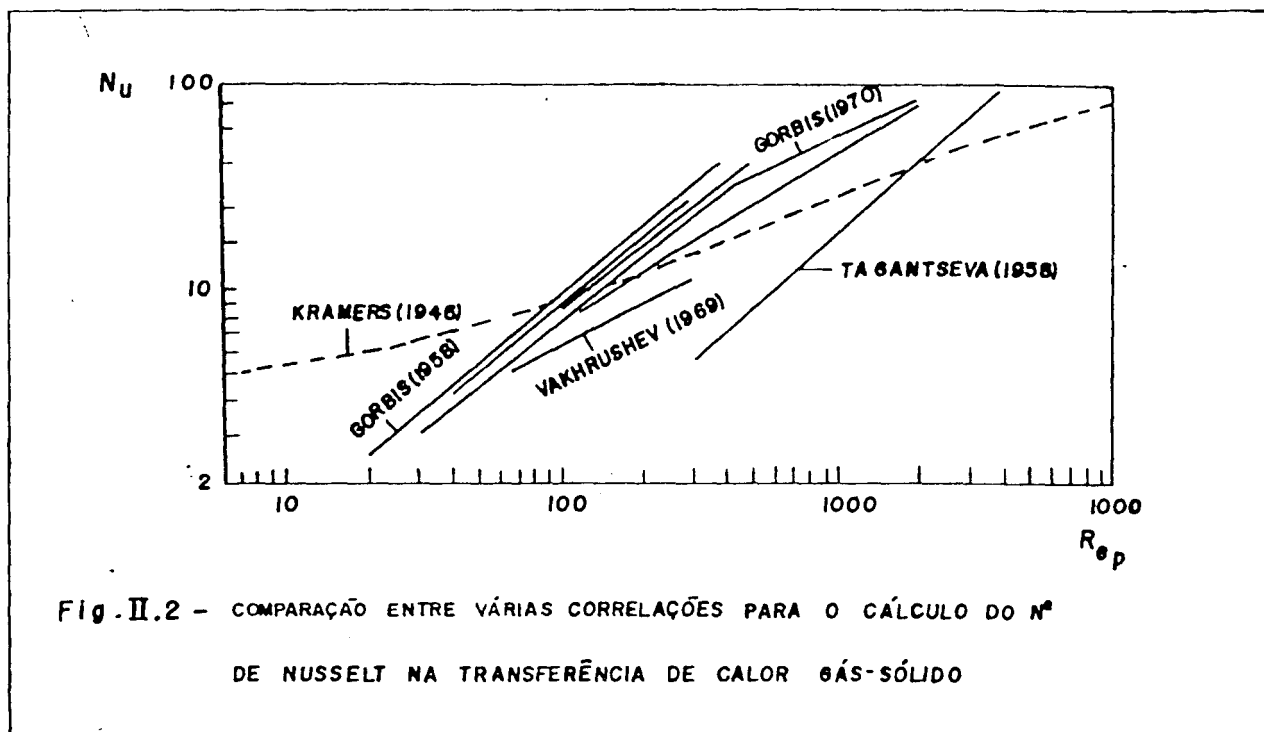


Fig. II.2 - COMPARAÇÃO ENTRE VÁRIAS CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DO N° DE NUSSOLT NA TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO

Onde os autores acima descritos correspondem às seguintes referências bibliográficas: KRAMERS<sup>(4)</sup>, GORBIS<sup>(7)</sup>, VAKHRUSHEV<sup>(8)</sup>, GORBIS<sup>(9)</sup> e TAGANTSEVA<sup>(10)</sup>.

### II.3. CORRELAÇÕES COM A INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO DE PARTÍCULAS

Uma extensa revisão dos aspectos físicos relacionados com os mecanismos de troca e com os efeitos da concentração de partículas na transferência de calor gás-sólidos foi realizada por CHUKHANOV<sup>(11)</sup>. Devido à sua extensão, procurou-se analisá-lo através de várias discussões que são interessantes:

#### III.3.1. SOBRE A CONFIGURAÇÃO DO ESCOAMENTO

A partir de considerações sobre a formação da camada limite laminar, CHUKHANOV, apresenta argumentos que justificam correlações do tipo.

$$\text{Nu} = A \text{Re}^{0,5} \quad (\text{II.4})$$

onde A, uma constante, depende basicamente da forma dos sólidos, desde que as partículas sólidas não apresentem pontos de estagnação.

De acordo com GALLOWAY e SAGE<sup>(12)</sup> para o número de Nusselt local, no caso de cilindros e esferas, o expoente do Número de Reynolds pode variar com o ângulo polar ao longo da superfície, dependendo do nível de turbilhonamento e podendo atingir valores máximos de 1, na parte posterior do corpo em relação ao ponto de estagnação (parte frontal).

Assim, a natureza turbulenta da camada limite em algumas regiões da partícula sólida leva a tentativas de correlacionar os dados experimentais através de expressões do tipo:

$$\text{Nu} = A \text{Re}_p^{0,5} + B \text{Re}_p^{0,82} \quad (\text{II.5})$$

Nesse tipo de correlação de dados, os valores das constantes A e B, representam as variações na espessura das camadas limites laminar e turbulenta respectivamente. Discussões desse tipo, se referem apenas a situações idealizadas, onde não se considera a influência das partículas que circulam e levam a intensificar a troca de calor e massa devido à presença das mesmas.

### II.3.2. SOBRE O EFEITO DA CONCENTRAÇÃO

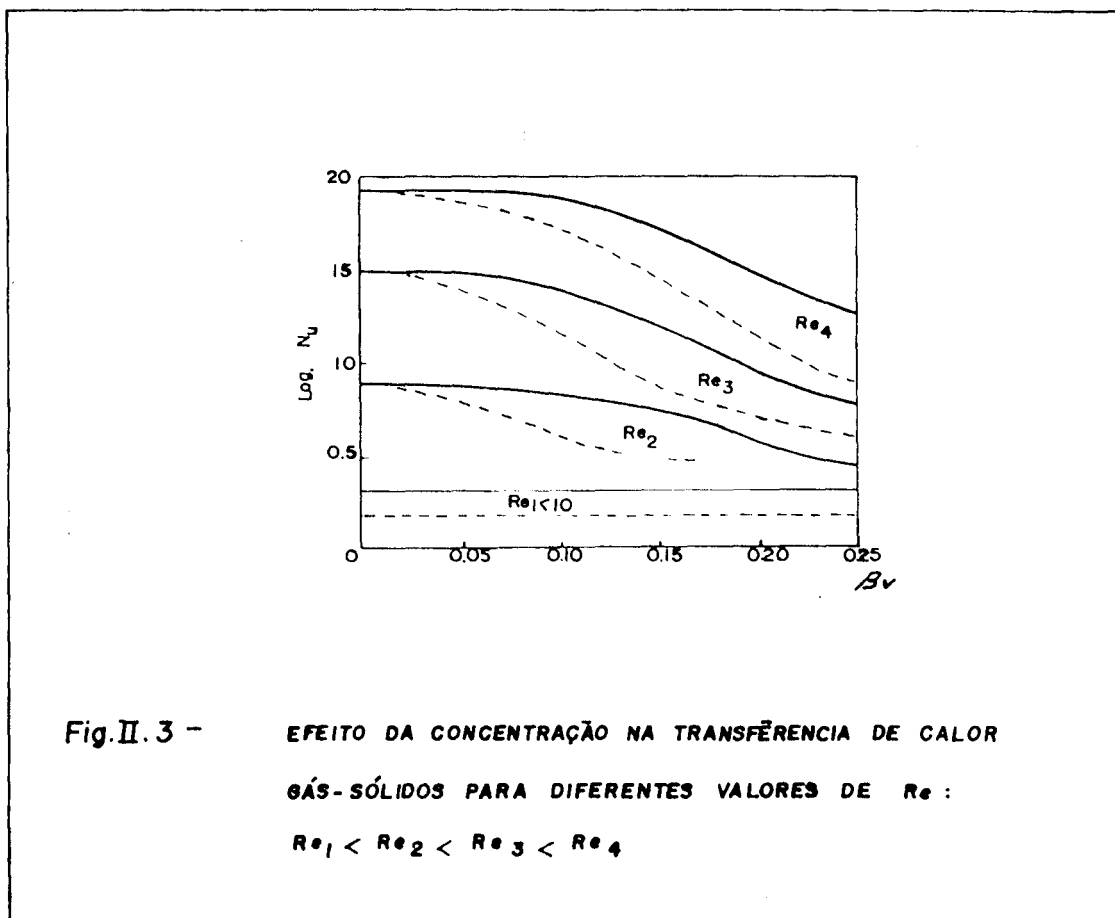
O aumento da concentração de partículas possui significativa importância na intensificação do processo de transferência de calor gás-sólido, tornando os equipamentos mais eficientes no suprimento de grandes fluxos térmicos por unidade de volume.

Em uma análise quantitativa preliminar, CHUKHANOV<sup>(13)</sup>, estimou que o efeito da concentração de partículas se faz sentir quando  $\beta_v$  ultrapassa o valor  $10^{-3}$ , que corresponde a um volume de  $0,001 \text{ m}^3$  de sólidos por  $\text{m}^3$  de gás, ou a uma porosidade de  $\epsilon = 0,999$ .

Compilando-se alguns resultados experimentais, chega-se ao estabelecimento da seguinte correlação:

$$Nu = 0,006 Re_p^{0,8} \beta_v^{-0,43} \quad (II.6)$$

O autor apresenta ainda um gráfico (Fig.II.3) de  $Nu$  em função de  $\beta_v$  e  $Re_p$ , sem mostrar entretanto, valores explícitos de  $Re_p$ , induzindo à conclusão que esse aspecto necessita ser melhor examinado, especialmente para as faixas de  $Re_p$  elevados. Neste gráfico a linha contínua se refere à influência de  $\beta_v$  no número de  $Nu$  sem considerar o efeito da dissipação devido à transferência molecular axial, enquanto que a linha pontilhada considera esse efeito.



### II.3.3. SOBRE A FORMA, RUGOSIDADE E O MOVIMENTO DE ROTAÇÃO DAS PARTÍCULAS

A taxa de transferência de calor para partículas de diferentes formas apresenta desvios inferiores à 10% para valores de  $Re > 10^4$ .

Investigações com partículas que apresentam rugosidade, não apenas mostram que há uma pequena influência da rugosidade das esferas, mas também confirma o efeito de turbulência nos anéis de Prandtl. Isto permite considerar, para as equações de transferência de calor, a parte da superfície ocupada pelo escoamento laminar e turbulento:

$$\text{Nu} = 0,15 \text{Re}_p^{0,5} + 0,022 \text{Re}_p^{0,82} \quad (\text{II.7})$$

O efeito da rugosidade em esferas torna-se pronunciado com altos valores de  $\text{Re}$  ( $\sim 10^4$ ) e para  $\text{Re}$  de  $10^3$ , a rugosidade não influencia a taxa de transferência de calor.

Uma das peculiaridades do movimento e interação entre sólidos-gás é a rotação das partículas sólidas no escoamento gasoso e então, a troca de direção deste movimento.

Os primeiros estudos foram feitos com cilindros rotativos e, prevêem que as equações são similares àquelas para cilindros não-rotativos, mas uma intensificação no processo de transferência é observada:

$$\text{Nu} = 0,36 \text{Re}^{0,5} + 0,008 \text{Re}^{0,82} \quad (\text{II.8})$$

Já para esferas, a influência da rotação difere da do cilindro. Estudos feitos, confirmam a ação intensificadora da rotação, mas não mostra os efeitos sobre a camada limite na região tida como turbulenta.

A rotação das partículas só intensificam o processo de transferência para  $\text{Re}$  superiores a mil mas, é claro



que há uma pequena intensificação no processo de transferência em suspensão gasosa.

Utilizando a definição de um diâmetro equivalente,  $d_A$  baseado na equalização das áreas da superfície da partícula e da esfera, GORBIS<sup>(9)</sup>, ajustou dados experimentais que levam à seguinte correlação:

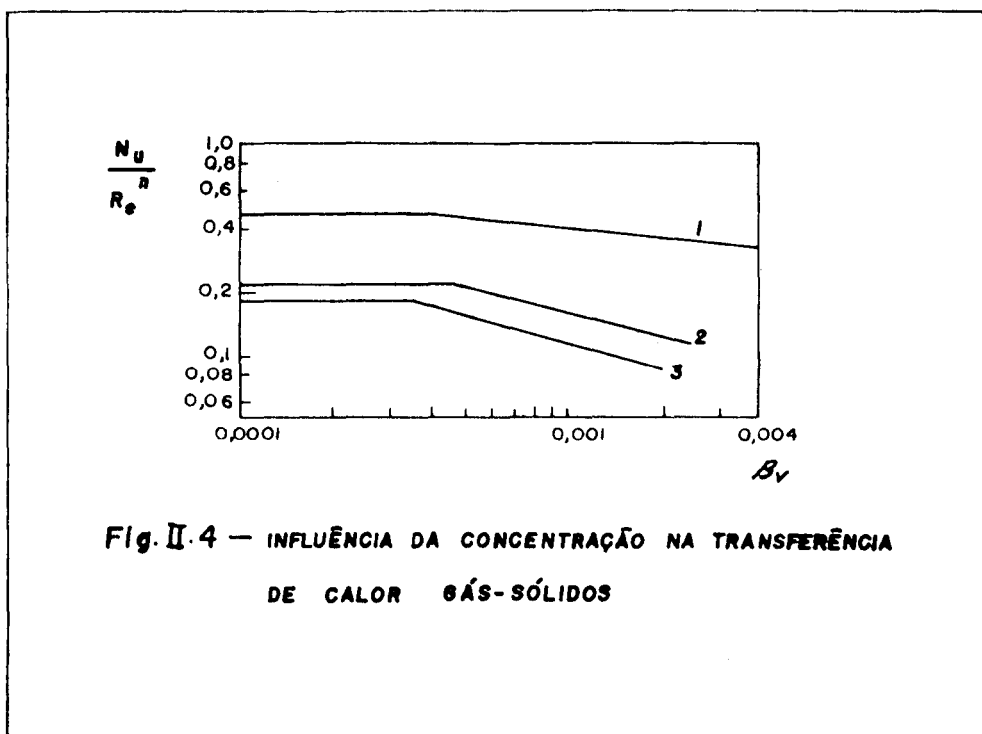
$$Nu = 0,186 \left[ \frac{\rho d_A (\bar{u} - \bar{v})}{\mu} \right]^{0,82} \quad (II.9)$$

que é válida para  $\beta_v < 0,00035$  e  $30 < \frac{d_A (\bar{u} - \bar{v}) \rho}{\mu} < 480$

Esta correlação inclui o efeito de  $\beta_v$  diretamente nas velocidades locais  $\bar{u}$  e  $\bar{v}$  e está representada na figura (II.2).

Seguindo a linha de raciocínio proposta por Chukhanov, os pesquisadores poloneses BANDROWSKI e KACZMARZYK<sup>(14)</sup>, retomaram o problema da determinação da influência quantitativa de concentração  $\beta_v$  e do número de Reynolds na transferência de calor gás - sólido em suspensões. Com um cuidadoso trabalho experimental onde foram cobrir faixas mais largas das variáveis pertinentes e incluíram o modelo dinâmico de CAPES e NAKAMURA<sup>(15)</sup> para o cálculo da porosidade  $\epsilon$  e das velocidades locais  $u$  e  $v$  do fluido e das partículas, que se constituem em variáveis fundamentais para o correlacionamento de  $Nu$  em função de  $Re_p$  e  $\beta_v$ .

O gráfico da figura (II.4), obtido do trabalho desses autores, evidencia a influência de  $\beta_v$  em relação ao agrupamento  $Nu / Re^n$ , onde o expoente  $n$  varia de acordo com as proposições dos vários autores.



**Fig. II.4 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NA TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDOS**

$$\text{curva (1)} - \frac{Nu}{Re_p^{0,63}} = 0,157 \beta_v^{-0,14}$$

$$\text{curva (2)} - \frac{Nu}{Re_\Lambda^{0,79}} = 0,0104 \beta_v^{-0,40}$$

$$\text{curva (3)} - \frac{Nu}{Re_\Lambda^{0,80}} = 0,006 \beta_v^{-0,43}$$

Como conclusão final, após exaustivo trabalho experimental, BANDROWSKI e KACZMARZYK, propuseram finalmente a expressão:

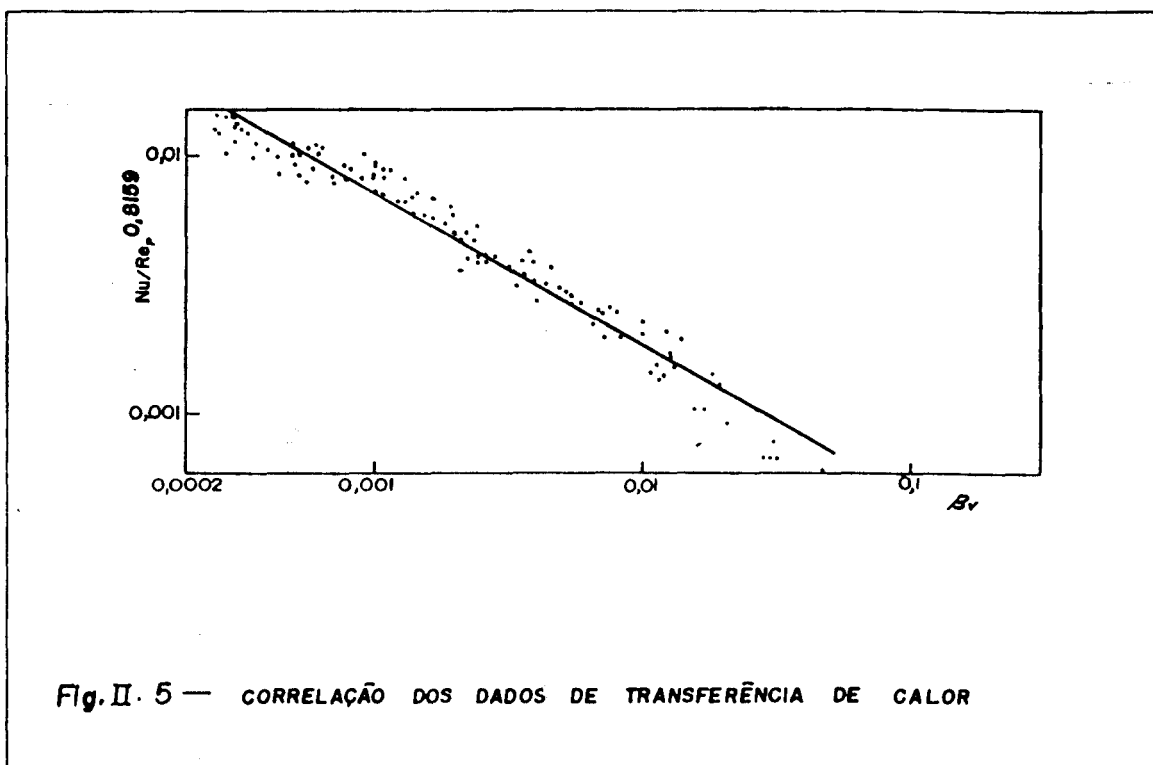
$$Nu = 0,00114 \beta_v^{-0,5984} Re_p^{0,8159} \quad (\text{II.10})$$

para  $0,00025 < \beta_v < 0,05$  e  $180 < Re_p < 1800$

Com o ajuste para uma faixa mais restrita  $0,00035 < \beta_v < 0,0025$  os mesmos autores obtiveram para  $Nu$ , a seguinte expressão:

$$Nu = 0,036 \beta_v^{-0,4805} Re_p^{0,7722} \quad (II.11)$$

O gráfico da figura (II.5) representa a curva descrita na expressão (II.10).



Um resumo das principais correlações discutidas nesse capítulo, é mostrado nas Tabelas (II.1) e (II.2), onde são indicadas também, as restrições impostas à aplicação das mesmas.

No próximo capítulo, explicitaremos o enfoque global utilizado para a determinação do coeficiente médio de troca de calor dando-nos assim parâmetros para comparações com os resultados apresentados nessa revisão.

Tabela II.1

Equações e Correlações da literatura para o coeficiente global de transferência de calor Gás-Sólidos:

Correlações para partículas num meio infinito

Autores (Ano)	Equação ou Correlação	Observação ou Faixa de Aplicação
Rudenberg (1925)	$Nu = 2$	Esfera trocando calor por convecção em um meio estacionário
Kramers (1946)	$Nu = 2 + 1,3 Pr^{0,15} + 0,66 Pr^{0,31} Re_p^{0,5}$	Esfera, $8 < Nu < 40$ , $0,7 < Pr < 360$
Brauer e Mewes (1972)	$Nu = 2 + \frac{Z_K (Re_p Pr)^{1,7}}{1 + (Re_p Pr)^{1,2}}$ $Z_K = \frac{0,66}{1+Pr} + \frac{0,79 Pr}{Pr^{1,6} (2,4Pr)}$	$1 < Re_p < 100$

Nessas equações,  $Nu = \frac{\bar{h}_{sq} d_p}{K_g}$ ,  $Re_p = \frac{\rho(u-v) d_p}{\mu}$  e  $Pr = \frac{\mu C_p}{K_g}$

Tabela II.2

Equações e Correlações da literatura para o coeficiente de transferência de calor Gás-Sólidos:

Correlações envolvendo a influência da concentração

Autores (Ano)	Correlação	Observação ou Faixa de Aplicação
Gorbis (1970)	$Nu = 0,186 Re_p^{0,82}$	$\beta_v < 3,5 \times 10^{-4}$ , $30 < Re_p < 480$
Chukhanov (1971)	$Nu = 0,006 Re_p^{0,80} \beta_v^{-0,43}$	$\beta_v < 2,3 \times 10^{-3}$ , $Re_p < 330$
Bandrowski e Kaczmarzyk (1978)	$Nu = 0,00114 \beta_v^{-0,5984} Re_p^{0,8159}$	$2,5 \times 10^{-4} < \beta_v < 5 \times 10^{-2}$ $180 < Re_p < 1800$

Onde: 
$$\beta_v = \frac{1 - \bar{\epsilon}}{\bar{\epsilon}} = \frac{W_s \rho_g \bar{u}}{W_g \rho_s \bar{v}}$$
,

e  $W_s$  e  $W_g$  são vazões mássicas das partículas e fluido respectivamente.

### CAPÍTULO III

FORMULAÇÃO GLOBAL PARA A TRANSFERÊNCIA DE

CALOR GÁS - SÓLIDOS

### III.1. INTRODUÇÃO

Nos cálculos que envolvem os equipamentos utilizados nas operações de transferência de calor, torna-se necessário o balanço energético. Para se relacionar as variáveis que governam o processo, é necessário, em muitos casos, apenas a predição dos parâmetros de entrada e saída dos equipamentos, que caracteriza o tratamento global do processo. Mesmo sabendo-se que, nesse tipo de tratamento há uma perda para se esclarecer os mecanismos locais de transferência de calor, a determinação do coeficiente médio de troca de calor gás-sólido convectivo é de especial utilidade pois, além de permitir a realização dos balanços energéticos envolvidos nos processos, apresenta-se como uma das únicas informações disponíveis para se obter os coeficientes fenomenológicos das formulações matemáticas que visam ampliar a escala, mesmo tratando-se de valores médios numa determinada seção do equipamento.

A seguir, mostraremos o método utilizado por BANDROWSKI e KACZMARZYK<sup>(16)</sup>, que permite a introdução de modificações através da adoção de modelos fluidodinâmicos distintos do utilizado pelos mesmos (modelo de Capes e Nakamura).

### III.2. EQUAÇÕES BÁSICAS PARA A TRANSFERÊNCIA DE CALOR

O enfoque global para a determinação de  $\bar{h}_{sg}$  aqui utilizado, pressupõe inicialmente as seguintes considerações acerca

do sistema físico:

1. A célula de medida é cilíndrica e de paredes adiabáticas, não havendo geração de calor na mistura gás-sólidos.

2. A radiação térmica é desprezível e as partículas possuem forma esférica.

3. Serão adotados valores médios para as propriedades físicas do fluido e das partículas no intervalo de temperaturas de entrada e saída do equipamento.

4. O escoamento e a troca térmica exibem um comportamento independente do tempo.

5. Não ocorrem mudanças de estado físico.

Assim, caracterizando-se com os índices 1 e 2 respectivamente as condições de entrada e saída, teremos para o gás (g) e para os sólidos (s), as seguintes equações:

a. Equalização dos Fluxos de Energia:

$$W_g \bar{c}_{pg} (t_{g1} - t_{g2}) = W_s \bar{c}_{ps} (t_{s2} - t_{s1}) \quad (\text{III.1})$$

b. Definição do Coeficiente Médio de Transferência de calor:

$$\bar{h}_{sg} = \frac{W_g \bar{c}_{pg} (t_{g1} - t_{g2})}{A \Delta t_m} \quad (\text{III.2})$$



c. Diferença Média Logarítmica de Temperatura:

$$\Delta t_m = \frac{(t_{g_1} - t_{s_1}) - (t_{g_2} - t_{s_2})}{\ln \frac{(t_{g_1} - t_{s_1})}{(t_{g_2} - t_{s_2})}} \quad (\text{III.3})$$

Nas equações acima, as vazões mássicas de fluido e partículas são representadas por  $W_g$  e  $W_s$ , respectivamente,  $t$ , são as temperaturas e  $\bar{C}_p$ , os calores específicos médios.

O cálculo da área de transferência de calor,  $A$ , entre o fluido e o total de partículas pode ser definido por:

$$A = \frac{\left( \begin{array}{c} \text{área da superfície} \\ \text{da partícula} \end{array} \right) \left( \begin{array}{c} \text{volume total} \\ \text{das partículas} \end{array} \right)}{\left( \begin{array}{c} \text{volume da} \\ \text{partícula} \end{array} \right) \left( \begin{array}{c} \text{volume total da} \\ \text{célula de medida} \end{array} \right)} \left( \begin{array}{c} \text{volume total da} \\ \text{célula de medida} \end{array} \right)$$

ou em termos das variáveis do sistema:

$$A = \frac{6 (1 - \bar{e})}{d_p} \frac{\pi D^2}{4} H \quad (\text{III.4})$$

onde  $D$  é o diâmetro do tubo (célula de medida) e  $H$  a sua altura.

Aqui, consideraremos que a resistência à transferência de calor no interior das partículas pode ser ignorada e,

dessa forma, o coeficiente médio  $\bar{h}_{sg}$  obtido da equação (III.2) é efetivamente igual ao coeficiente de transferência de calor que descreve o fenômeno que ocorre entre o gás e os sólidos.

Como podemos observar no sistema de equações (III.1) a (III.4), necessita-se, para a obtenção de  $\bar{h}_{sg}$ , da determinação da porosidade média  $\bar{\epsilon}$  do sistema, além das medidas das vazões e temperaturas das fases e do conhecimento das características geométricas e propriedades físicas.

Como  $\bar{\epsilon}$  é uma medida experimental difícil, principalmente em sistemas gás-sólidos, usaremos como recurso as equações que descrevem o comportamento dinâmico da mistura para obtenção de  $\bar{\epsilon}$  e as velocidades médias locais  $\bar{u}$  e  $\bar{v}$ , a partir das vazões mássicas  $W_g$  e  $W_s$ . Esse recurso será mostrado no próximo parágrafo.

### III.3. EQUAÇÕES BÁSICAS PARA A DINÂMICA DO SISTEMA GÁS-SÓLIDO NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

As equações fundamentais que descrevem a dinâmica da mistura gás-sólido no transporte pneumático vertical, já foram utilizadas por da SILVA<sup>(17)</sup>, no seu estudo sobre a queda de pressão e serão aqui utilizadas para esclarecer melhor a obtenção de  $\bar{\epsilon}$ ,  $\bar{u}$  e  $\bar{v}$ .

A conservação da massa dos constituintes no escoamento unidimensional, permanente e com área da seção transversal  $S$  do tubo constante, podem ser escritos como a seguir:

a. Conservação de massa do fluido:

$$\bar{u} = \frac{W_g}{\rho_g \bar{\epsilon} S} \quad (\text{III.5})$$

b. Conservação de massa do sólido:

$$\bar{v} = \frac{W_s}{\rho_s (1 - \bar{\epsilon}) S} \quad (\text{III.6})$$

Para exprimir a transferência de quantidade de movimento na mistura, existem vários modelos, entre os quais distinguiremos os de ARASTOPOWR e GIDASPOW<sup>(18)</sup> e o de SANTANA et all<sup>(19)</sup>.

Seguindo a linha de idéias propostas por da SILVA<sup>(17)</sup>, teremos para o escoamento unidimensional e sem aceleração, as seguintes equações:

a. Equação do Movimento do Fluido.

$$- \left( \frac{dp}{dz} \right)_{sg} - m = 0 \quad (\text{III.7})$$

b. Equação do Movimento do Sólido:

$$m = (1 - \bar{\epsilon}) (\rho_s - \rho_g) g + \frac{2f_s (1 - \bar{\epsilon}) \rho_s \bar{v}^2}{D} \quad (\text{III.8})$$

Nas equações acima a força resistiva na interação sólidos-fluido é representada por  $m$ , enquanto que o último termo à direita da equação (III.8) exprime o atrito entre as partículas e a parede do tubo. Para a obtenção de  $f_s$  existem na literatura, várias expressões, entre as quais, os resultados obtidos por STEMERDING<sup>(20)</sup>,

$$f_s = 0,003 \quad (\text{III.9})$$

e por da SILVA<sup>(17)</sup>,

$$f_s = 0,080 \left( \frac{\bar{v}}{\sqrt{g D}} \right)^{-0,47} \quad (\text{III.10})$$

Para exprimir  $m$  em função das variáveis dinâmicas do sistema, utilizaremos as expressões desenvolvidas por MASSARA NI e SANTANA<sup>(21)</sup>:

a. Para  $\bar{\epsilon} < 0,75$ , qualquer que seja  $Re_p$ :

$$m = \left[ \mu \frac{18 (1 - \bar{\epsilon}) \left[ 1 + (1 - \bar{\epsilon})^{1/3} \right]}{\bar{\epsilon} d_p^2} e^{\frac{1 - \bar{\epsilon}}{0,6\bar{\epsilon}}} + \rho \frac{44 (1 - \bar{\epsilon})}{d_p^{4,74\bar{\epsilon}}} (\bar{u} - \bar{v}) \right] (\bar{u} - \bar{v}) \quad (\text{III.11})$$

b. para  $\bar{\varepsilon} > 0,75$  e  $Re_p < 70$

$$m = \left[ \mu \frac{18(1-\bar{\varepsilon}) \left[ 1+(1-\bar{\varepsilon})^{1/3} \right] e^{\frac{1-\bar{\varepsilon}}{0,6\bar{\varepsilon}}}}{\bar{\varepsilon} d_p^2} + 1,5(1-\bar{\varepsilon}) \bar{\varepsilon}^{\frac{9}{5}} \left( \frac{d_p}{6} \right)^{4/5} (\bar{u}-\bar{v})^{4/5} \right] (\bar{u}-\bar{v}) \quad (\text{III.12})$$

c. para  $\bar{\varepsilon} > 0,75$  e  $Re_p > 70$

$$m = \rho \frac{44(1-\bar{\varepsilon})}{d_p e^{4,74\bar{\varepsilon}}} (\bar{u}-\bar{v})^2 \quad (\text{III.13})$$

O conjunto das equações (III.5) a (III.13) permite a determinação de  $\bar{\varepsilon}$ ,  $\bar{u}$  e  $\bar{v}$  e a queda de pressão -  $\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sg}$  devida à interação sólido-fluido, desde que sejam conhecidos  $w_g$ ,  $w_s$ ,  $d_p$  e as propriedades físicas  $\rho_g$ ,  $\rho_s$  e  $\mu$ , além do diâmetro  $D$  do tubo onde a mistura escoar.

Assim, ainda podemos calcular:

$$Re_p = \frac{\rho d_p (\bar{u} - \bar{v})}{\mu} \quad (\text{III.14})$$

$$\beta_v = \frac{1-\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon}} = \frac{\frac{w_s}{\rho_s} \bar{u}}{\frac{w_g}{\rho_g} \bar{v}} \quad (\text{III.15})$$

e também

$$A = \frac{6(1 - \bar{\epsilon})}{d_p} \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) H \quad (\text{III.4})$$

A consistência do método na determinação das variáveis dinâmicas, pode ser avaliada através da comparação entre os valores previstos de  $-\left(\frac{dp}{dz}\right)_{sg}$  e o valor experimental. Levando-se em consideração os resultados obtidos por da SILVA<sup>(17)</sup>, em sua tese de mestrado, através de medidas feitas no escoamento sólido-gás, efetuadas na mesma célula de medida do presente trabalho, utilizaremos o procedimento delineado neste parágrafo para o cálculo de A (equação III.4) e conseqüentemente, de  $\bar{h}_{sg}$  através do sistema de equações (III.1) a (III.3).

Nesse sentido, poderemos inclusive verificar a influência da inclusão do atrito entre os sólidos e as paredes do tubo na determinação das variáveis dinâmicas e térmicas.

CAPÍTULO IV  
MONTAGEM EXPERIMENTAL

#### IV.1. INTRODUÇÃO

Na metodologia utilizada no presente trabalho o estudo da transferência de calor no transporte pneumático vertical, quer seja a altas vazões de ar, quer seja a baixas vazões, consiste na análise do coeficiente global de transferência de calor entre o gás e as partículas. Esta análise visa a determinação de novos dados experimentais para que possamos testar a consistência dos resultados obtidos com a aplicação de diversas formulações sobre a fluidodinâmica do sistema gás-sólido, visando a obtenção de  $\bar{h}_{sg}$  numa faixa mais larga de aplicação. Para tanto, um sistema de transporte pneumático com transferência de calor foi montado com instrumentação adequada, sendo os detalhes da mesma descritos a seguir.

#### IV.2. DESCRIÇÃO DA MONTAGEM

A figura IV.1., mostra o esquema global da montagem experimental.

A seção vertical de teste possui um diâmetro de 5,21 cm e altura igual a 4,8 metros. Para uma melhor compreensão do funcionamento, dividiremos a montagem em:

- Sistema de Alimentação
- Seção de Testes



## IV.2.1. SISTEMAS DE ALIMENTAÇÃO

O ar é injetado no sistema por um soprador (1) tipo ventilador, com rotor fechado de potência de 4 Cv e pode ser utilizado para uma faixa de vazão de  $2,25 \times 10^{-2}$  a  $5,30 \times 10^{-2}$  kg/s de ar.

A vazão de ar foi obtida utilizando-se uma placa de orifício calibrada, de diâmetro,  $d$ , igual a 39,5 mm, acoplada a um flange que está instalada em um tubo de diâmetro igual a 5,21 cm  $\times$  9,0 cm de comprimento. A tomada de pressão foi instalada a 2,03 cm da placa (17).

A vazão de ar,  $W_g$ , foi calculada pela equação:

$$W_g \text{ (Kg/h)} = 7,81 \times 10^{-3} d^2 \text{ (mm)} \sqrt{h \text{ (mmca)}} \quad (IV.1)$$

obtida na calibração da placa de orifício, utilizando-se as dimensões acima, onde  $h$  é a deflexão manométrica, medida em um manômetro em U (11), com uma das extremidades aberta para a atmosfera, considerando-se que a leitura obtida é independente da pressão e temperatura da tubulação.

Este ar, por sua vez, passa por um aquecedor de resistência elétrica paralelas (16) onde se controla a temperatura de aquecimento através de um termostato (13) e um variac (12) que estão ligados ao aquecedor. O ar então, começa a entrar na se

ção de teste aquecido até atingir o regime permanente em toda ela.

As partículas sólidas foram colocadas em um depósito (9) de forma cilíndrica com base cônica, com capacidade de armazenamento de 150 litros. Acoplado à sua saída existe um tubo de P.V.C. flexível de 2,54 cm (3) que possui uma válvula tipo gaveta, por onde é controlado o fluxo de partículas, que caem por cavidade no venturi de alimentação (2), onde são transportadas para o tubo vertical. A vazão mássica das partículas sólidas,  $W_s$ , foi obtida pela coleta das mesmas após o separador (7) através do acionamento de uma válvula de desvio de fluxo, medindo-se o peso coletado por unidade de tempo, para cada vazão de carga sólido-ar, sendo que para cada uma eram retiradas quatro amostras.

Nas figuras (IV.2) a (IV.4) tem-se uma documentação fotográfica dos equipamentos citados neste item.

#### IV.2.2. SEÇÃO DE TESTES

A seção vertical de teste (4) possui um diâmetro interno de 5,21 cm e altura igual a 4,8 metros, com 7 tomadas de pressão distanciadas de 50 cm entre si, para a medida de pressão, que foram utilizadas para o estudo da dinâmica do transporte pneumático<sup>(17)</sup>.

O ar, depois de passar pelo aquecedor era transportado por pressão positiva para a seção vertical de testes. Em um cer

to intervalo de tempo (2 a 8 horas), toda a seção atingia a mesma temperatura que era checada através da utilização de 8 pares termoeletricos de ferro - constantan distanciados entre si de 50 cm (15); para evitar o contato dos mesmos com as partículas sólidas os pares termoeletricos foram embutidos em agulhas (Fig.IV.5) e as mesmas ficaram numa posição perpendicular ao escoamento.

A leitura da temperatura dos mesmos foi feita em um milivoltímetro (14).

Depois de verificação da constância da temperatura em toda a seção de teste, abria-se parcialmente a válvula situada abaixo do reservatório e as partículas sólidas eram introduzidas no escoamento de ar e eram transportadas por esse para a seção de testes, onde fazia-se as medidas de temperatura. A temperatura inicial das partículas sólidas era medida por um par termoeletrico que estava colocado logo abaixo do reservatório. A temperatura final das partículas sólidas, que eram retiradas através do coletor de amostras (10) que possuía uma válvula tipo esfera, foi medida calorimetricamente. Levando-se em consideração a aproximação assintótica das temperaturas do ar e das partículas no escoamento concorrente a temperatura das partículas na saída do ciclone foi suposta aproximadamente igual à temperatura da partícula sólida em  $L = 4,8$  m.

O ar passava a seguir, por dois separadores gás-sólidos, colocados em série, sendo o primeiro deles do tipo impacto e o segundo tipo ciclone, onde ocorria a separação das duas fases (Fig. IV.6).

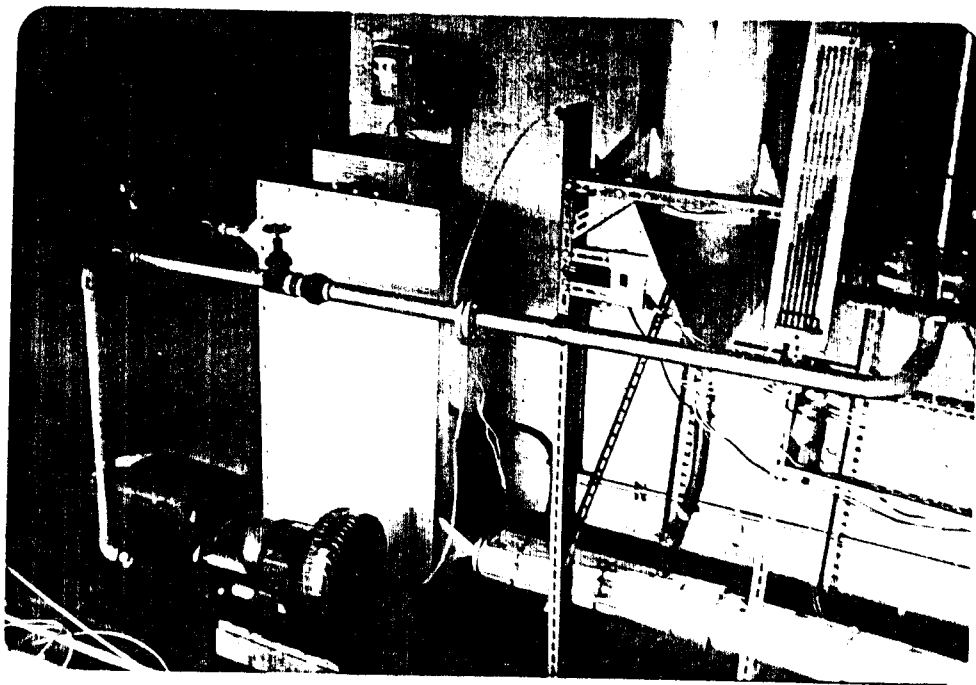


Fig. IV.2. VISTA GERAL DO SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO

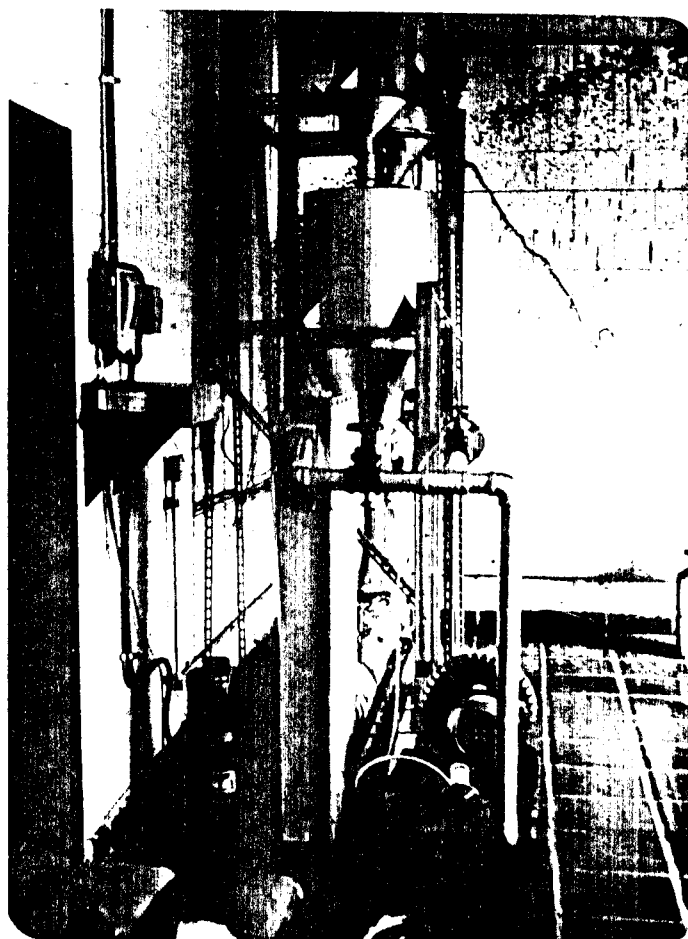


Fig. IV.3. VISTA DO SISTEMA DE AQUECIMENTO DO AR



Fig. IV.4. AMOSTRADOR PARA MEDIDA DA VAZÃO DE SÓLIDOS

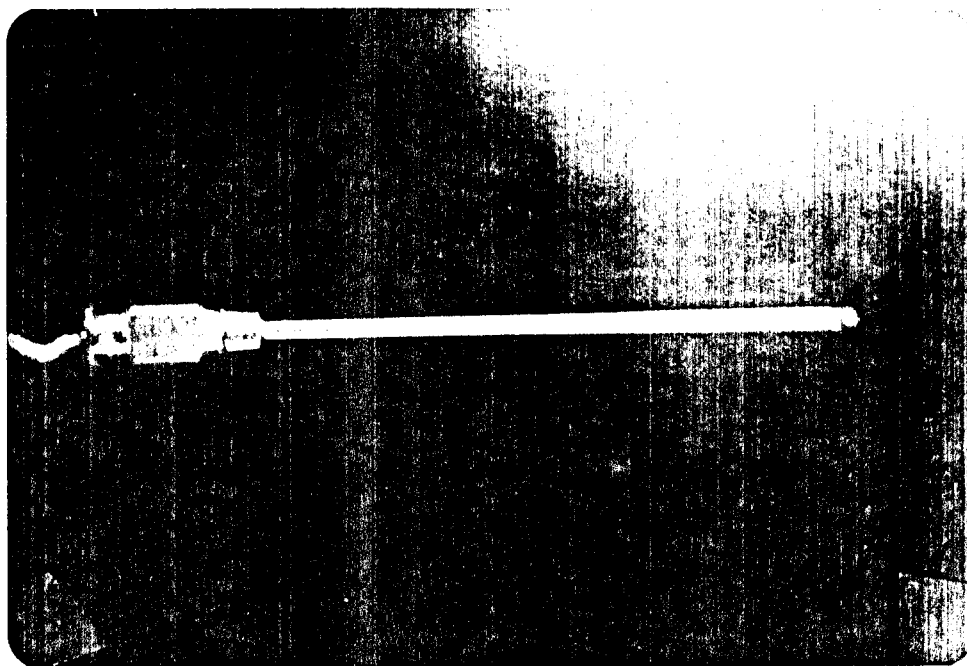


Fig. IV.5. PAR TERMOELÉTRICO EMBUTIDOS EM AGULHA PARA MEDIDA DA TEMPERATURA DO AR

A fase sólida era descarregada no fluidizador (8). A pós o término da carga, o escoamento de ar era desviado para o flui dizador através de uma válvula tipo gaveta colocada antes da entrada do ar no aquecedor. Esse ar por sua vez resfriava as partículas sólidas que retornavam ao depósito por gravidade, simplesmente com a abertura das válvulas gavetas (Fig. IV.7).

Novas medidas foram conseguidas, mantendo-se a mesma vazão de ar e variando-se a vazão mássica das partículas no sistema. O mesmo procedimento foi utilizado variando-se a vazão de ar e sólidos. Foi preciso, entretanto, tomar-se cuida do especial quanto à vazão de carga sólido-ar para evitar a se dimentação na entrada do sistema.

#### IV.3. CARACTERIZAÇÃO DOS SÓLIDOS E DO AR

No presente trabalho, as partículas sólidas utilizadas foram de vidro com 5 diâmetros diferentes fabricadas pela POTTERS INDUSTRIAL LTDA. - S.P.

Na Tabela IV.1. encontram-se as características destas partículas sólidas.

Especificação	Diâmetro Médio (mm)	$\rho_s$ (g / cm <sup>3</sup> )	$C_p$ (Kcal/Kg°C)
AB	0,24	2,5	0,18
AA	0,40	2,5	0,18
A100	1,00	2,5	0,18
A120	1,20	2,5	0,18
A170	1,70	2,5	0,18

Tabela IV.1. Caracterização das Partículas Sólidas - Dados fornecidos pela Potters Industrial Ltda.

As propriedades do ar, usado como transportador estão apresentadas na tabela IV.2.

$$P = 1 \text{ atm}$$

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$C_p$ (Kcal/kg°C)	$\mu \times 10^6$ (kg / ms)	Prandtl
80	0,9998	0,241	2,134	0,708
100	0,9458	0,241	2,224	0,703
120	0,8980	0,242	2,311	0,700
140	0,8535	0,242	2,397	0,695
160	0,8150	0,243	2,481	0,690

Tabela IV.2. Propriedades do ar - Dados retirados da Industrial Furnaces - E.I. Kazantsev.



Fig. IV.6. SEPARADORES GÁS-SÓLIDOS

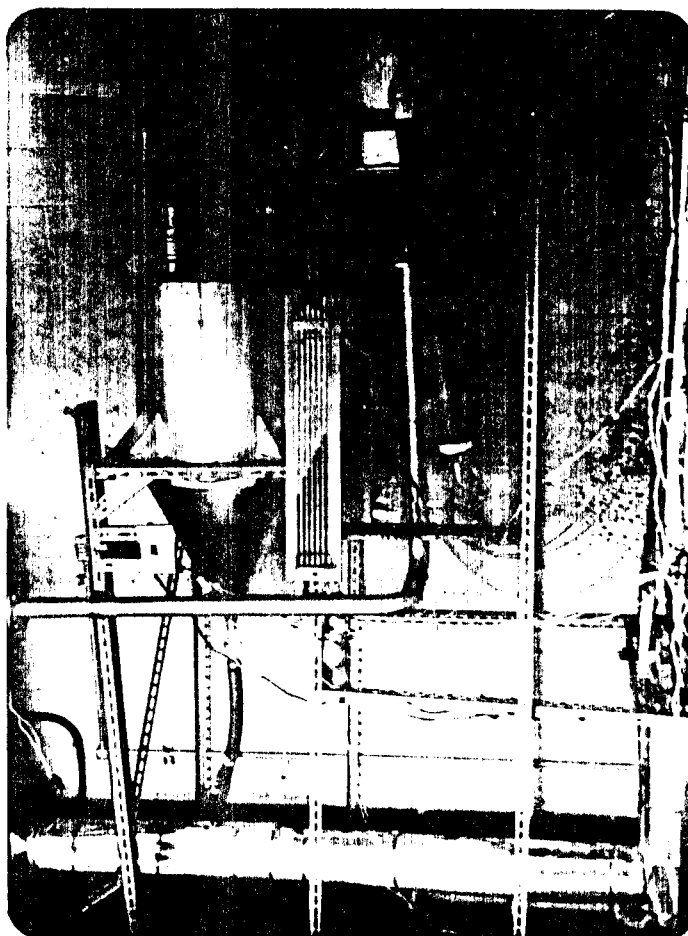


Fig. IV.7. RESFRIADOR DE LEITO FLUIDIZADO



CAPÍTULO V  
RESULTADOS EXPERIMENTAIS E CALCULADOS

## V.1. INTRODUÇÃO

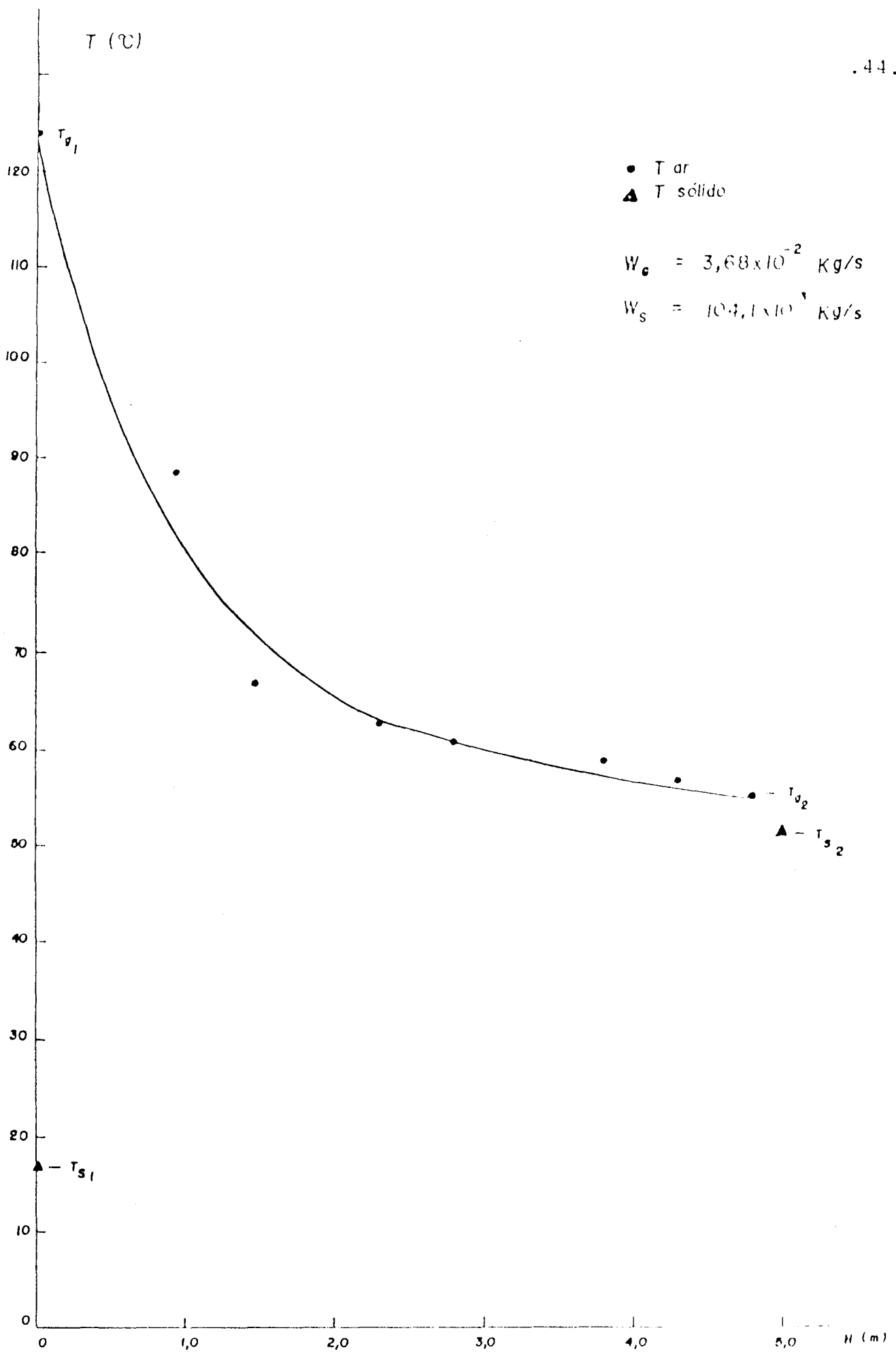
Neste trabalho foram realizados cerca de 110 pontos experimentais, com mudanças nas vazões de sólido e temperatura de entrada do fluido-sólido, que conduziram à obtenção de  $\bar{h}_{sg}$  no escoamento da mistura ar-sólidos.

## V.2. RESULTADOS OBTIDOS NAS DETERMINAÇÕES EXPERIMENTAIS

Os valores obtidos de temperatura ao longo da seção de testes em cada transporte, foram colocados em gráficos, temperatura versus distância.

As figuras (V.1) a (V.4) apresentam exemplos de perfis de temperaturas obtidas experimentalmente.

As tabelas (V.1) a (V.5), mostram os resultados básicos obtidos para as cinco partículas utilizadas no presente trabalho. Estas apresentam valores das vazões mássicas dos sólidos e do gás, as temperaturas de entrada e saída de gás e sólidos e os perfis de temperatura do longo da seção de testes.



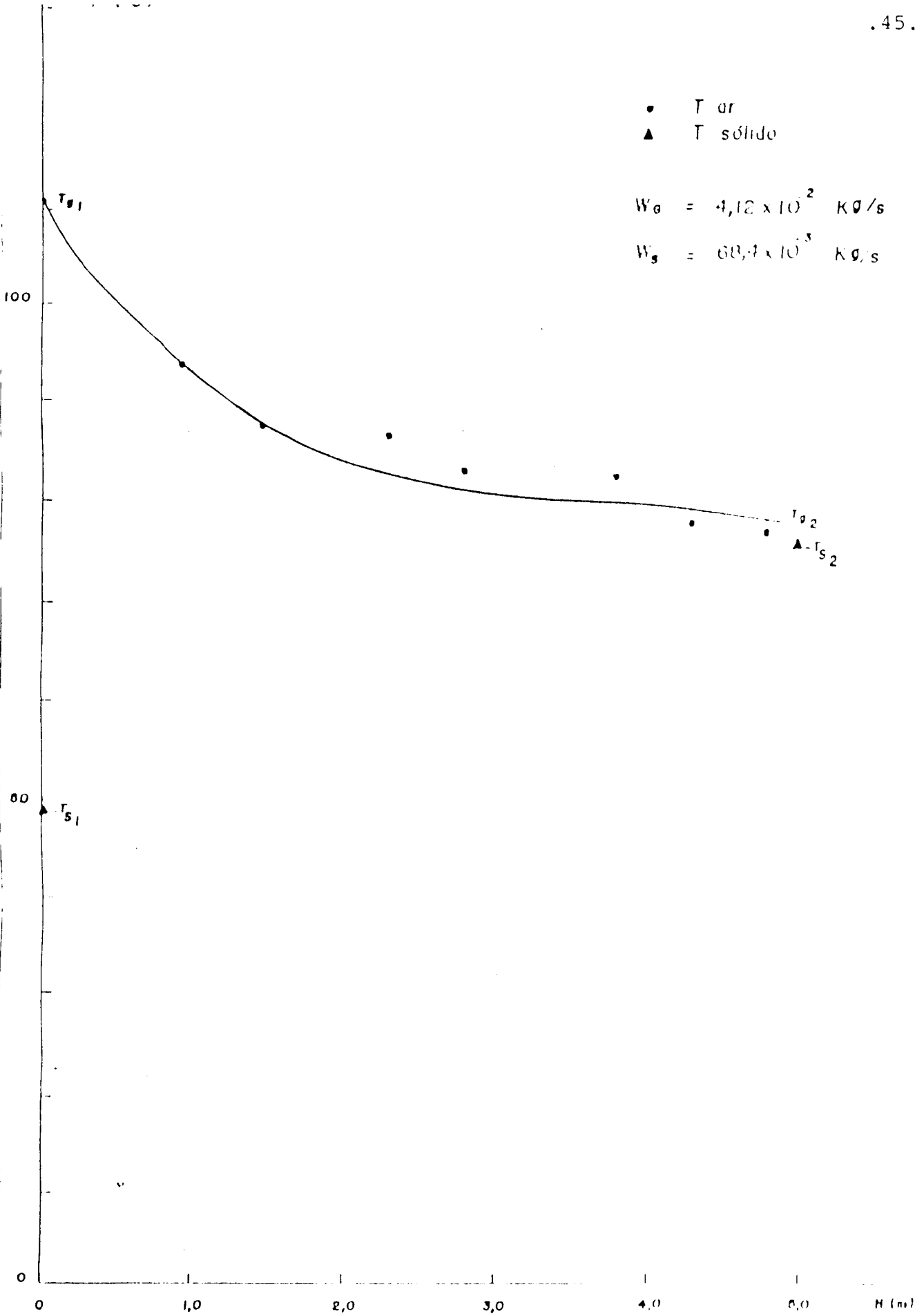


Fig. V.2 --- EJEMPLO DE PERFILES DE TEMPERATURAS OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE

$d_c = 1,0 \text{ mm}$

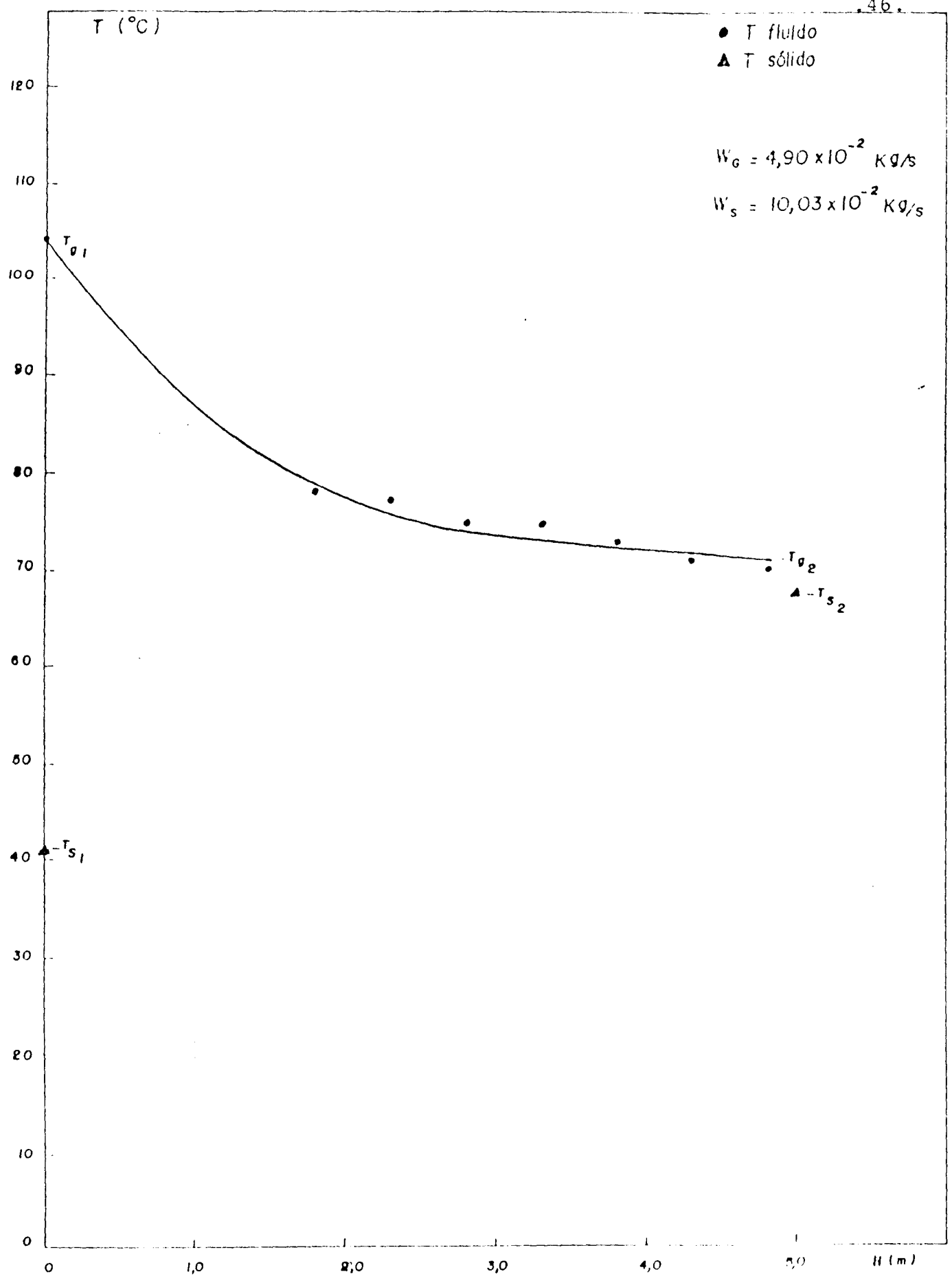


Fig. V. 3 — EXEMPLO DE PERFIS DE TEMPERATURAS OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE

$d_p = 1,0$  mm

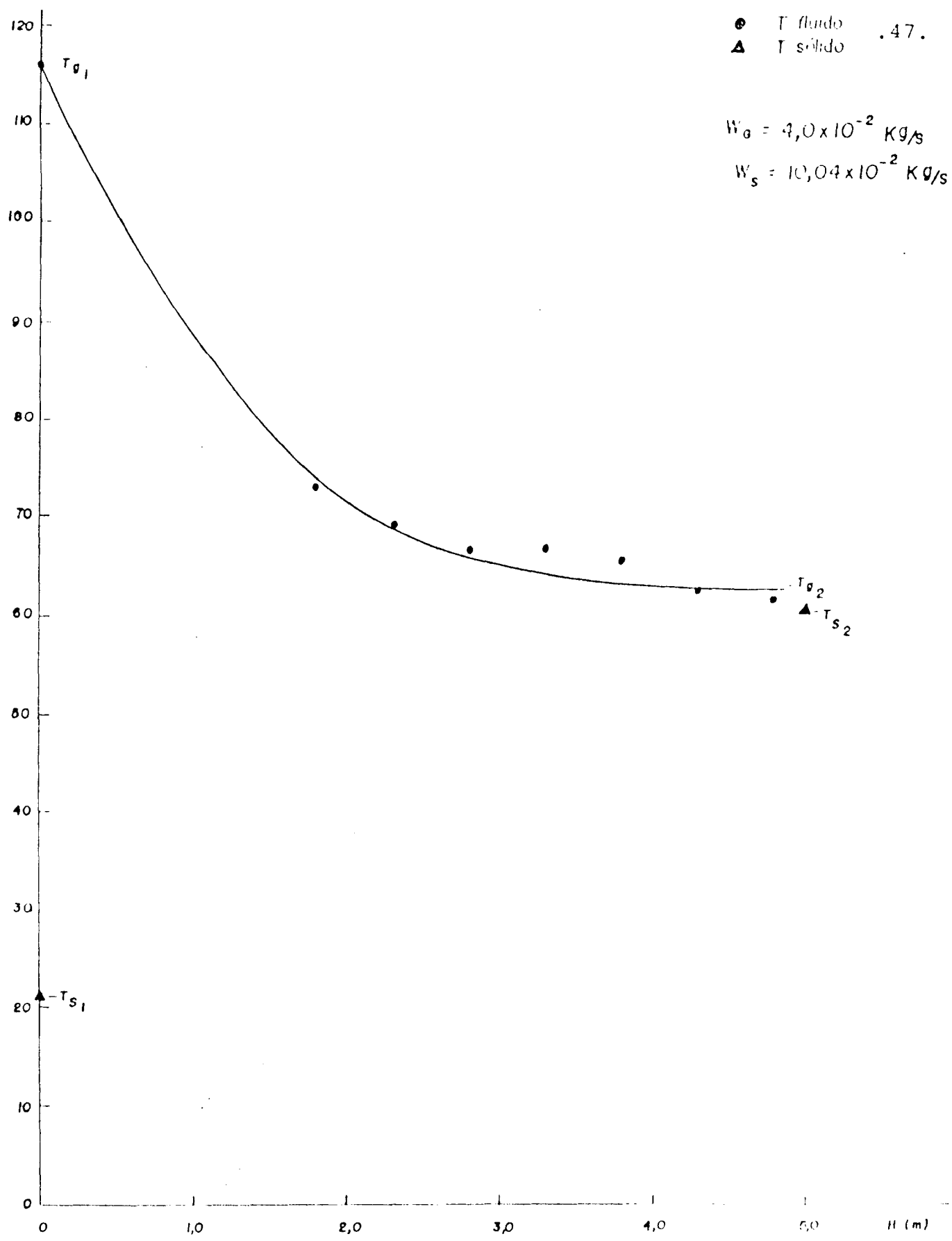


Fig. V. 4 — EXEMPLO DE PERFIS DE TEMPERATURAS OBTIDAS EXPERIMENTALMENTE  
 $d_p = 1,0 \text{ mm}$

Tabela V.1. Resultados Experimentais com esfera de vidro

$$d_p = 0,24 \text{ mm}$$

Exp nº	W <sub>g</sub> (Kg/h)	W <sub>s</sub> (Kg/h)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 4,8 m	inicial	final
1	175,7	142,6	106,2	83,5	51,0	76,4
2	172,4	197,3	112,3	78,6	21,8	74,5
3	170,6	250,9	107,9	65,7	17,3	59,5
4	168,8	241,9	88,6	56,7	13,8	52,2
5	164,5	324,7	89,2	47,5	15,2	45,9
6	158,8	85,3	99,7	75,6	23,9	70,9
7	155,2	134,3	100,4	65,5	20,0	62,4
8	152,3	237,2	107,4	69,5	38,1	65,7
9	148,3	312,1	107,8	66,7	32,8	65,4
10	141,1	177,1	110,5	66,9	24,5	66,1
11	137,9	163,4	118,7	93,5	56,0	83,6
12	136,8	290,9	107,9	62,7	22,9	61,2
13	136,8	156,2	119,1	88,4	51,2	82,3
14	132,5	246,6	119,0	79,9	47,5	77,5
15	130,0	169,2	124,9	79,0	22,5	71,5
16	121,7	127,8	135,0	87,9	28,7	86,2
17	120,6	202,0	135,0	83,1	29,0	78,6
18	115,6	166,7	136,6	84,0	34,3	80,3
19	113,0	152,3	136,2	92,9	52,4	89,2
20	111,6	227,5	135,7	87,0	51,0	84,4
21	109,1	133,2	140,1	87,1	23,9	83,2

Tabela V.2. Resultados Experimentais com esferas de vidro

$$d_p = 0,40 \text{ mm}$$

Exp nº	W <sub>g</sub> (Kg/h)	W <sub>s</sub> (Kg/h)	T <sub>ar</sub> (°C)		T <sub>sólido</sub> (°C)	
			entrada	em 4,8 m	entrada	saída
1	167,0	201,6	107,6	78,4	42,5	75,6
2	160,6	301,3	104,3	60,5	25,4	58,6
3	159,8	366,5	107,4	62,7	26,6	56,3
4	154,1	257,4	105,9	71,7	41,8	68,9
5	153,0	164,2	103,7	75,2	40,6	71,0
6	152,3	317,2	107,2	71,2	47,6	70,4
7	151,2	557,6	105,1	66,6	48,2	64,2
8	149,4	329,0	99,8	57,6	20,6	52,2
9	142,2	139,3	108,9	73,2	21,2	70,6
10	139,0	152,6	123,1	89,5	50,3	83,1
11	139,0	273,6	112,0	64,0	21,0	62,9
12	135,7	410,8	112,7	65,4	37,5	62,5
13	134,6	165,2	127,3	87,9	41,6	84,5
14	133,6	304,2	113,3	64,4	26,6	63,7
15	131,4	124,6	118,7	89,0	20,4	77,3
16	131,4	207,0	119,3	72,8	27,4	66,4
17	130,0	380,5	130,2	79,0	45,7	76,9
18	121,7	175,3	118,7	69,3	22,7	66,2
19	119,5	342,4	123,1	66,4	28,0	66,2
20	114,5	234,0	133,7	81,8	41,8	80,1
21	103,3	189,0	139,3	80,1	22,9	78,8



Tabela V.2. Continuação

Exp	T <sub>2</sub> (°C)	T <sub>3</sub> (°C)	T <sub>4</sub> (°C)	T <sub>5</sub> (°C)	T <sub>6</sub> (°C)	T <sub>7</sub> (°C)
nº	H=0,95m	1,85 m	2,30 m	3,30 m	3,80 m	4,30 m
1	88,8	84,5	82,9	81,6	79,3	79,1
2	66,7	64,6	63,8	63,3	62,7	62,2
3	86,2	83,1	81,8	76,9	73,0	69,0
4	78,4	77,7	76,2	74,3	73,4	72,5
5	82,1	78,0	77,5	76,9	76,5	76,4
6	76,5	73,2	72,6	72,1	71,7	71,3
7	72,1	70,8	69,6	68,9	68,7	67,5
8	62,2	61,0	59,3	59,2	58,8	58,2
9	87,7	83,8	82,9	80,8	80,3	78,1
10	102,4	92,7	92,1	91,2	91,0	90,6
11	81,2	76,5	74,6	74,0	68,7	65,3
12	80,1	77,6	72,0	67,2	66,4	65,9
13	95,4	92,1	90,6	89,9	89,7	89,3
14	94,1	89,3	85,5	79,0	74,6	70,3
15	101,9	99,7	98,0	97,2	95,6	92,7
16	80,0	74,9	74,1	73,9	73,8	72,9
17	93,4	91,7	87,4	84,7	82,5	80,6
18	76,7	76,5	75,2	73,2	73,0	71,0
19	87,6	86,5	79,3	75,6	73,4	68,2
20	88,8	85,5	84,4	83,6	83,4	82,5
21	97,8	94,1	93,4	92,7	92,1	86,8

Tabela V.3. Resultados Experimentais com esferas de vidro

$$d_p = 1,0 \text{ mm}$$

Exp nº	W <sub>g</sub> (Kg/h)	W <sub>s</sub> (Kg/h)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 4,8 m	entrada	saída
1	173,2	258,8	95,4	57,3	14,4	56,3
2	165,2	438,5	109,0	66,2	43,3	65,7
3	163,4	456,1	102,8	53,7	18,3	50,3
4	161,6	556,6	114,5	65,5	37,9	58,0
5	158,0	279,0	98,2	56,1	16,7	54,5
6	155,9	330,5	108,7	67,0	38,9	64,6
7	155,2	453,2	115,6	63,1	31,8	59,7
8	150,1	594,7	115,8	59,5	37,5	56,1
9	149,4	427,0	103,0	71,9	56,0	68,7
10	148,3	246,2	110,9	76,5	50,3	72,1
11	147,2	544,7	103,4	61,6	42,0	58,4
12	144,4	379,1	108,7	55,2	22,0	52,8
13	142,2	388,1	135,9	73,8	38,9	67,8
14	139,7	350,6	112,5	57,1	20,8	53,3
15	139,0	374,4	121,6	68,2	41,6	67,2
16	132,5	374,8	124,4	55,6	17,3	52,4
17	130,3	281,2	87,5	48,5	21,5	47,0
18	123,1	209,5	122,9	68,7	17,3	61,6
19	121,7	586,8	135,3	56,3	29,9	54,3
20	120,6	605,9	136,2	57,8	30,8	55,8
21	115,6	189,0	151,9	84,4	19,8	79,3
22	110,5	523,4	135,3	64,6	37,9	61,4
23	103,3	648,0	146,6	61,4	33,3	55,9

Tabela V.3. Continuação

Exp nº	T <sub>2</sub> (°C) H=0,95m	T <sub>3</sub> (°C) 1,85 m	T <sub>4</sub> (°C) 2,30 m	T <sub>5</sub> (°C) 3,30 m	T <sub>6</sub> (°C) 3,80 m	T <sub>7</sub> (°C) 4,30 m
1	82,0	68,5	67,0	65,0	64,0	62,0
2	90,0	77,0	74,0	72,0	68,0	67,5
3	73,5	64,0	62,5	59,0	58,5	56,0
4	86,5	73,0	69,0	67,5	67,0	66,5
5	82,6	75,1	64,4	62,6	61,2	58,0
6	87,8	79,4	77,0	76,3	72,8	67,9
7	90,1	74,3	71,7	67,6	65,8	65,3
8	82,8	66,3	64,0	62,8	61,3	59,7
9	84,5	80,4	80,2	77,7	77,0	73,1
10	92,7	87,5	86,6	83,2	82,4	77,9
11	82,4	80,7	69,6	68,0	66,3	65,7
12	74,7	67,9	66,1	63,8	62,7	58,2
13	101,9	84,7	80,2	77,9	76,7	75,6
14	81,2	72,4	71,8	66,6	65,7	58,9
15	94,6	81,2	77,8	76,3	74,8	72,5
16	88,9	66,6	63,4	61,3	58,6	56,7
17	76,0	56,0	55,0	52,0	50,0	49,5
18	100,2	82,7	78,9	75,7	73,4	72,7
19	80,3	63,8	59,8	59,0	58,3	57,5
20	82,7	64,8	61,8	60,7	60,0	59,1
21	124,0	101,4	94,1	91,6	88,5	86,0
22	86,3	71,7	68,0	67,5	66,9	66,7
23	78,6	68,0	67,2	65,9	64,7	63,0

Tabela V.4. Resultados Experimentais com esfera de vidro

$$d_p = 1,2 \text{ mm}$$

Exp nº	W <sub>g</sub> (kg/h)	W <sub>s</sub> (kg/h)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 4,8 m	entrada	saída
1	170,6	182,2	99,7	66,2	20,6	59,3
2	168,1	213,5	102,4	73,0	36,2	65,4
3	166,3	238,7	103,7	73,6	39,5	64,8
4	161,6	123,4	99,9	64,8	36,6	60,8
5	158,8	299,2	102,1	62,7	23,5	57,5
6	157,0	274,0	107,8	63,5	21,0	59,3
7	155,2	259,9	105,4	69,3	37,5	63,3
8	151,2	314,3	115,1	70,8	41,9	66,1
9	149,4	220,3	117,8	76,4	37,4	72,1
10	147,2	306,4	101,9	61,0	22,2	58,2
11	144,4	457,9	103,5	49,9	21,0	48,4
12	143,3	352,8	108,5	66,1	39,5	64,8
13	142,2	223,9	119,5	76,7	38,1	71,9
14	139,0	349,9	118,9	70,8	42,1	69,3
15	135,7	375,1	130,2	74,9	41,6	71,7
16	133,6	373,7	113,8	59,5	23,3	55,2
17	131,4	310,7	111,1	72,8	42,3	64,0
18	127,8	512,6	115,3	64,8	41,6	59,9
19	126,7	151,9	119,1	80,1	16,7	70,4
20	123,1	593,6	118,9	51,4	19,6	45,7
21	120,6	444,6	124,4	56,1	20,0	54,2
22	115,6	598,0	125,2	53,1	26,0	49,5

Tabela V.4. Continuação

Exp nº	T <sub>2</sub> (°C) H=0,95m	T <sub>3</sub> (°C) 1,85 m	T <sub>4</sub> (°C) 2,30 m	T <sub>5</sub> (°C) 3,30 m	T <sub>6</sub> (°C) 3,80 m	T <sub>7</sub> (°C) 4,30 m
1	89,0	81,9	78,8	74,5	70,8	68,2
2	91,9	88,1	85,1	80,3	76,4	74,5
3	90,6	89,0	86,2	81,4	77,1	75,6
4	79,0	78,6	75,6	71,1	67,0	66,1
5	80,5	78,4	75,1	69,6	66,8	65,2
6	94,5	83,2	79,0	72,6	67,0	65,7
7	86,0	83,8	82,5	77,1	73,0	70,8
8	90,6	90,3	86,8	79,5	77,7	72,3
9	96,4	95,3	91,4	85,5	80,5	78,4
10	77,7	77,3	73,8	68,9	66,9	63,5
11	83,1	68,2	64,7	59,0	57,5	52,6
12	82,7	81,7	77,1	72,8	70,0	68,3
13	99,5	96,0	91,9	85,5	84,0	79,0
14	90,5	90,0	85,5	78,4	76,7	73,0
15	96,9	90,5	86,8	83,6	80,3	77,3
16	82,5	77,3	73,6	67,0	66,2	61,8
17	92,3	86,8	84,0	78,4	78,0	76,0
18	79,1	77,5	74,9	71,1	69,6	67,2
19	100,4	97,2	94,1	87,7	87,5	82,9
20	69,1	61,8	61,4	59,5	54,8	54,3
21	79,5	73,6	70,0	66,4	61,6	59,5
22	78,4	61,6	61,2	57,1	55,0	54,8

Tabela V.5. Resultados Experimentais com esferas de vidro

$$d_p = 1,7 \text{ mm}$$

Exp nº	W <sub>g</sub> (kg/h)	W <sub>s</sub> (kg/h)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 4,8 m	entrada	saída
1	149,4	146,5	97,8	76,9	35,6	60,8
2	146,2	369,0	95,4	51,0	15,4	44,6
3	144,4	351,0	100,8	60,3	29,7	56,5
4	142,2	373,7	98,8	51,4	17,9	48,6
5	137,9	97,9	113,3	88,4	20,6	68,9
6	134,6	155,2	114,2	78,0	22,0	65,5
7	130,0	171,0	118,6	75,1	17,5	65,9
8	127,8	158,0	116,4	76,4	17,5	66,1
9	123,1	289,1	116,0	69,5	36,0	65,9
10	120,6	517,7	124,6	56,0	18,7	55,4
11	119,5	352,8	120,9	68,5	34,1	66,2
12	115,6	214,6	121,6	68,7	17,5	65,4
13	114,5	213,1	137,0	84,5	41,4	77,5
14	111,6	292,3	136,6	76,2	42,9	73,8
15	109,1	393,8	136,4	66,1	19,8	63,7
16	106,2	217,8	138,2	73,8	26,0	71,7
17	104,8	529,9	139,7	69,3	36,2	67,0
18	101,9	230,4	150,2	85,1	46,3	81,9
19	97,6	358,9	148,9	77,9	44,2	76,0
20	97,6	331,9	144,8	76,5	44,6	74,1
21	94,3	416,5	154,6	66,9	22,9	56,9
22	92,9	415,8	159,0	76,5	38,9	69,3
23	91,1	378,0	163,6	77,5	38,1	69,1

Tabela V.5. Continuação

Exp nº	T <sub>2</sub> (°C) H=0,94m	T <sub>3</sub> (°C) 1,85 m	T <sub>4</sub> (°C) 2,30 m	T <sub>5</sub> (°C) 3,30 m	T <sub>6</sub> (°C) 3,80 m	T <sub>7</sub> (°C) 4,30 m
1	91,7	87,5	85,2	82,3	79,7	78,2
2	77,1	70,4	66,7	59,7	58,0	52,8
3	81,8	76,7	74,1	66,6	65,9	62,2
4	80,3	70,8	66,8	60,1	55,8	53,5
5	103,7	102,1	99,9	95,3	91,7	91,2
6	101,3	97,1	94,1	87,9	82,1	81,9
7	101,5	95,3	91,9	84,7	79,7	79,5
8	98,0	96,4	92,7	86,2	81,8	79,7
9	91,7	89,0	85,6	79,3	77,9	69,8
10	77,3	71,0	70,6	70,4	61,4	59,3
11	87,1	86,8	84,0	75,8	75,2	69,5
12	91,4	87,6	87,5	78,2	73,2	72,1
13	110,1	107,6	103,4	94,7	91,6	85,8
14	104,1	98,8	94,5	84,9	77,9	76,5
15	94,5	89,5	84,9	80,3	73,8	68,7
16	104,1	100,2	94,9	84,2	75,1	74,5
17	99,7	81,6	80,8	73,6	72,8	71,5
18	119,5	109,8	104,6	94,3	91,2	86,0
19	96,9	94,5	91,9	90,6	82,1	80,1
20	95,4	92,1	82,3	81,9	78,6	76,5
21	112,9	84,9	83,8	82,5	72,8	72,3
22	106,7	91,6	90,1	82,5	79,7	78,4
23	107,4	96,5	93,4	83,4	81,2	79,5

### V.3. PROCESSAMENTO DOS RESULTADOS DESTE TRABALHO COM DIVERSOS MODELOS FLUIDODINÂMICOS

Para o cálculo dos parâmetros que caracterizam a transferência de calor gás-sólidos, utilizou-se o modelo fluidodinâmico de MASSARANI e SANTANA<sup>(21)</sup> com três variações, como segue:

#### V.3.1. MODELO FLUIDODINÂMICO DESPREZANDO-SE O ATRITO SÓLIDO-TUBO

As tabelas (V.6) a (V.10) mostram os resultados calculados para  $\bar{u}$ ,  $\bar{v}$ ,  $Re_p$  e  $\bar{h}_{sg}$ , utilizando-se o modelo proposto por Bandrowski e Kacmarzyk.

A figura (V.5) mostra os dados experimentais colocados na forma da correlação de Bandrowski e Kacmarzyk comparando-a com outras existentes na literatura, a saber:

- curva (1) - KACMARZYK e BANDROWSKI<sup>(16)</sup>
- curva (2) - GORBIS<sup>(9)</sup>
- curva (3) - GALLERSTAYN<sup>(22)</sup>
- curva (4) - BRAUER ( $Re_p = 370$ )<sup>(23)</sup>
- curva (5) - BRAUER ( $Re_p = 20$ )<sup>(23)</sup>

Na figura (V.6), é mostrado o efeito da concentração na transferência de calor gás-sólidos para diferentes valores de  $Re_p$ , como na análise feita por CHUKHANOV<sup>(13)</sup>, apresentando-se, entretanto, valores de  $Re_p$  calculados.



V.6. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para esferas de vidro -  $d_p=0,24\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$ )	$Nu_{exp}$
23,89	22,06	0,34	19,5	464,5	3,6
23,43	21,71	0,47	18,3	483,4	3,7
22,64	20,74	0,63	21,1	398,7	3,2
21,21	19,32	0,65	22,8	361,8	2,9
20,25	18,34	0,92	23,8	431,3	3,6
21,10	19,29	0,23	20,0	713,1	5,6
20,36	18,52	0,38	20,8	662,8	5,3
20,28	18,34	0,67	21,4	416,9	3,3
19,71	17,88	0,91	20,2	405,2	3,2
18,82	16,92	0,54	20,8	680,5	5,3
19,27	17,29	0,49	20,0	271,8	2,1
18,08	16,26	0,93	20,3	352,2	2,8
19,01	17,23	0,47	18,2	381,6	2,9
18,21	16,32	0,79	19,8	355,6	2,7
17,98	15,99	0,55	20,4	328,3	2,5
17,25	15,22	0,44	20,0	571,2	4,3
16,99	15,04	0,70	19,5	307,0	2,3
16,33	14,50	0,60	18,2	376,8	2,8
16,15	14,33	0,55	17,8	379,9	2,8
15,82	13,91	0,85	18,9	298,4	2,2
15,55	13,57	0,51	19,4	376,9	2,8

V.7. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para esferas de vidro -  $d_p = 0,40\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\xi_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,54	17,25	0,61	95,0	741,1	9,6
21,05	15,93	0,99	96,8	631,5	8,4
21,11	15,98	1,19	95,7	373,0	4,9
20,56	15,39	0,87	94,6	565,7	7,4
20,44	15,23	0,56	95,1	654,4	8,6
20,34	15,17	1,09	94,5	675,8	8,8
20,03	14,92	1,95	94,9	317,9	4,2
19,34	14,27	1,20	97,8	349,1	4,7
19,08	13,78	0,53	96,1	729,9	9,5
19,44	14,12	0,56	89,7	557,2	7,0
18,50	13,35	1,07	94,7	561,7	7,4
18,13	12,99	1,65	94,2	321,2	4,2
18,90	13,55	0,63	89,7	601,2	7,5
17,83	12,68	1,25	94,3	536,2	7,0
18,26	12,92	0,50	91,1	350,5	4,4
17,89	12,65	0,85	92,7	409,3	5,3
18,12	12,86	1,54	89,2	355,4	4,5
16,47	11,27	0,81	92,9	502,1	6,5
16,23	11,05	1,61	92,0	500,0	6,5
16,08	10,80	1,13	88,5	427,6	5,4
14,59	9,29	1,06	88,0	413,8	5,2

V.8. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para esferas de vidro -  $d_p = 1,0\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>3</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,15	14,16	0,95	391,9	1738,0	57,0
21,99	13,89	1,65	372,9	1472,6	48,0
21,12	13,16	1,81	385,4	804,5	26,9
21,67	13,57	2,14	368,2	570,8	18,6
20,30	12,33	1,18	388,9	1268,3	42,7
20,75	12,65	1,36	372,5	1093,4	35,8
20,75	12,07	1,87	369,6	796,7	26,9
20,00	11,94	2,60	370,9	624,5	20,5
19,61	11,59	1,92	378,6	679,8	22,6
20,07	11,88	1,08	366,0	1009,9	32,7
19,34	11,34	2,51	377,7	570,7	18,9
18,92	10,91	1,81	379,2	829,9	27,7
19,84	11,57	1,75	350,8	709,2	22,4
18,45	10,39	1,76	376,1	729,4	24,1
18,88	10,72	1,82	362,5	1036,5	33,4
17,76	9,66	2,02	368,2	697,8	22,7
16,03	8,26	1,77	403,6	767,6	26,4
16,76	8,57	1,27	362,6	657,7	21,1
16,60	8,49	3,61	363,3	468,9	15,1
16,51	8,39	3,77	357,3	441,6	14,1
16,68	8,23	1,20	337,5	768,7	23,5
15,26	7,10	3,85	353,6	338,5	10,8
14,44	6,27	5,40	347,5	210,7	6,6

V.9. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Sartana sem  $f_s$  para esferas de vidro -  $d_p = 1,2\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$ )	$Nu_{exp}$
22,40	13,51	0,70	502,3	1509,1	60,2
22,36	13,42	0,83	494,2	1209,5	47,6
22,18	13,24	0,94	491,4	1050,5	41,3
21,21	12,42	1,78	497,8	816,5	32,6
20,82	12,00	1,30	499,7	978,0	39,0
20,77	11,89	1,20	495,1	1166,3	46,2
20,62	11,74	1,15	491,2	1045,7	41,1
20,42	11,47	1,43	481,5	1034,2	40,2
20,41	11,39	1,01	476,3	1297,7	49,9
19,27	10,48	1,52	500,4	944,6	37,8
18,53	9,86	2,42	508,6	867,5	35,0
19,06	10,21	1,80	489,4	1087,2	42,9
19,48	10,46	1,12	473,5	1109,2	42,5
18,87	9,94	1,84	476,1	1047,4	40,5
18,83	9,80	2,00	464,1	806,1	30,6
17,74	8,92	2,19	489,6	644,7	25,4
17,70	8,80	1,84	480,8	515,6	20,1
17,15	8,32	3,22	481,4	435,2	17,0
17,43	8,38	0,94	471,9	731,7	28,0
16,32	7,57	4,10	488,0	340,9	13,5
16,19	7,36	3,15	481,7	562,1	22,0
15,49	6,71	4,66	481,4	342,1	13,4

V.10. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para esferas de vidro -  $d_p = 1,7\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$ )	$Nu_{exp}$
19,85	9,24	0,83	831,8	861,7	48,0
18,44	8,22	2,34	871,2	739,0	42,7
18,86	8,45	2,17	842,9	913,9	52,0
18,11	7,85	2,48	862,9	908,4	52,2
19,02	8,17	0,62	796,5	912,8	49,3
18,34	7,63	1,06	804,1	898,7	49,1
17,74	7,05	1,26	800,2	908,9	49,5
17,42	6,74	1,22	801,3	832,3	45,5
16,64	6,07	2,48	807,1	728,9	40,1
16,22	5,76	4,70	808,2	675,5	37,4
16,25	5,68	3,24	799,4	647,8	35,5
15,72	5,10	2,19	801,1	743,9	40,8
16,22	5,38	2,06	760,9	671,5	35,5
15,65	4,91	3,11	769,2	681,1	36,5
15,12	4,50	4,58	778,7	445,7	24,1
14,88	4,13	2,75	770,6	702,0	37,5
14,68	4,07	6,82	766,1	319,0	17,1
14,72	3,82	3,15	741,6	570,4	29,7
13,97	3,22	5,84	746,3	363,1	19,1
13,87	3,14	5,53	753,6	360,9	19,1
13,44	2,78	7,87	748,8	175,2	9,2
13,48	2,72	8,01	732,1	187,8	9,8
13,32	2,52	7,88	725,8	180,9	9,4

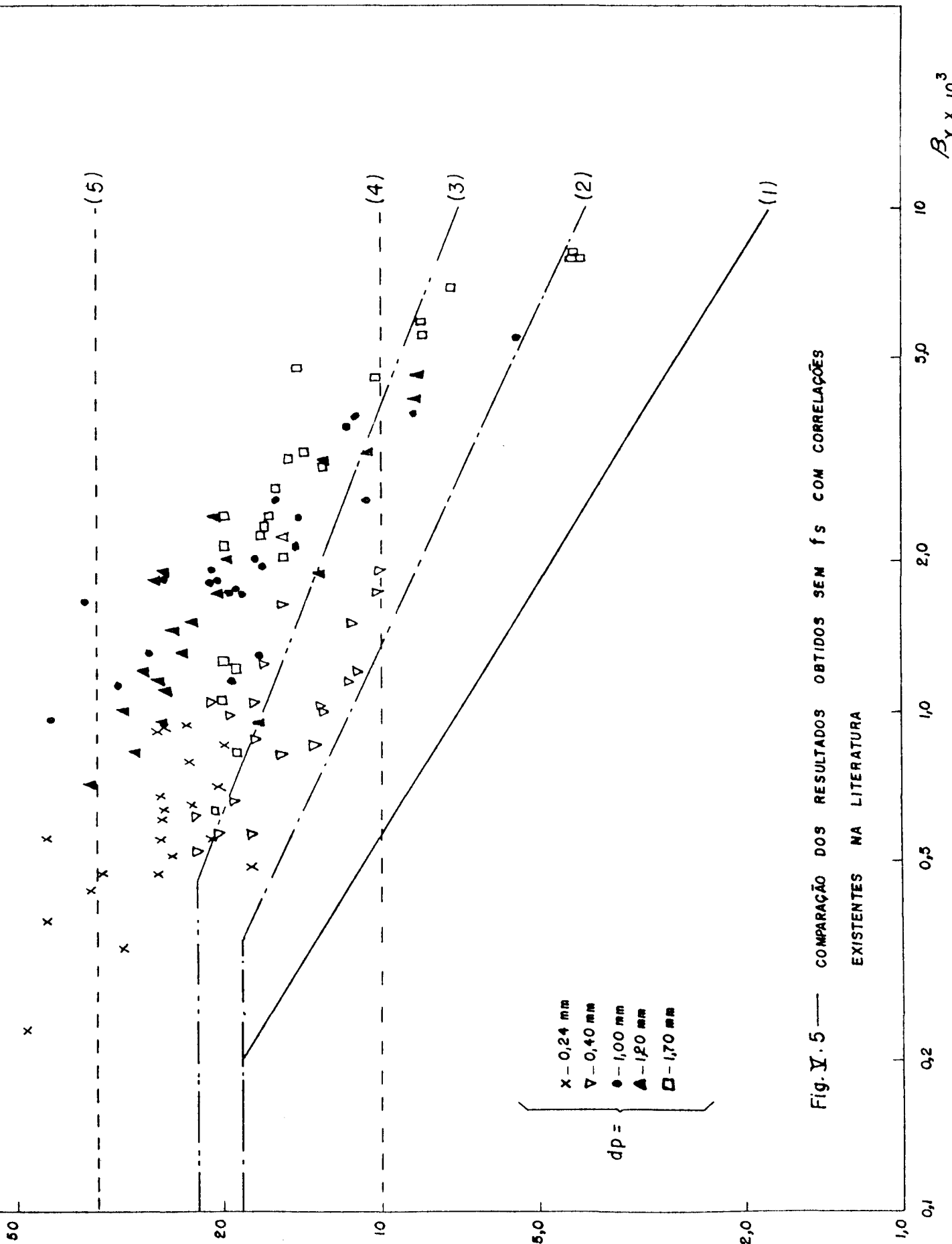


Fig. V. 5 — COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS SEM  $f_s$  COM CORRELAÇÕES EXISTENTES NA LITERATURA

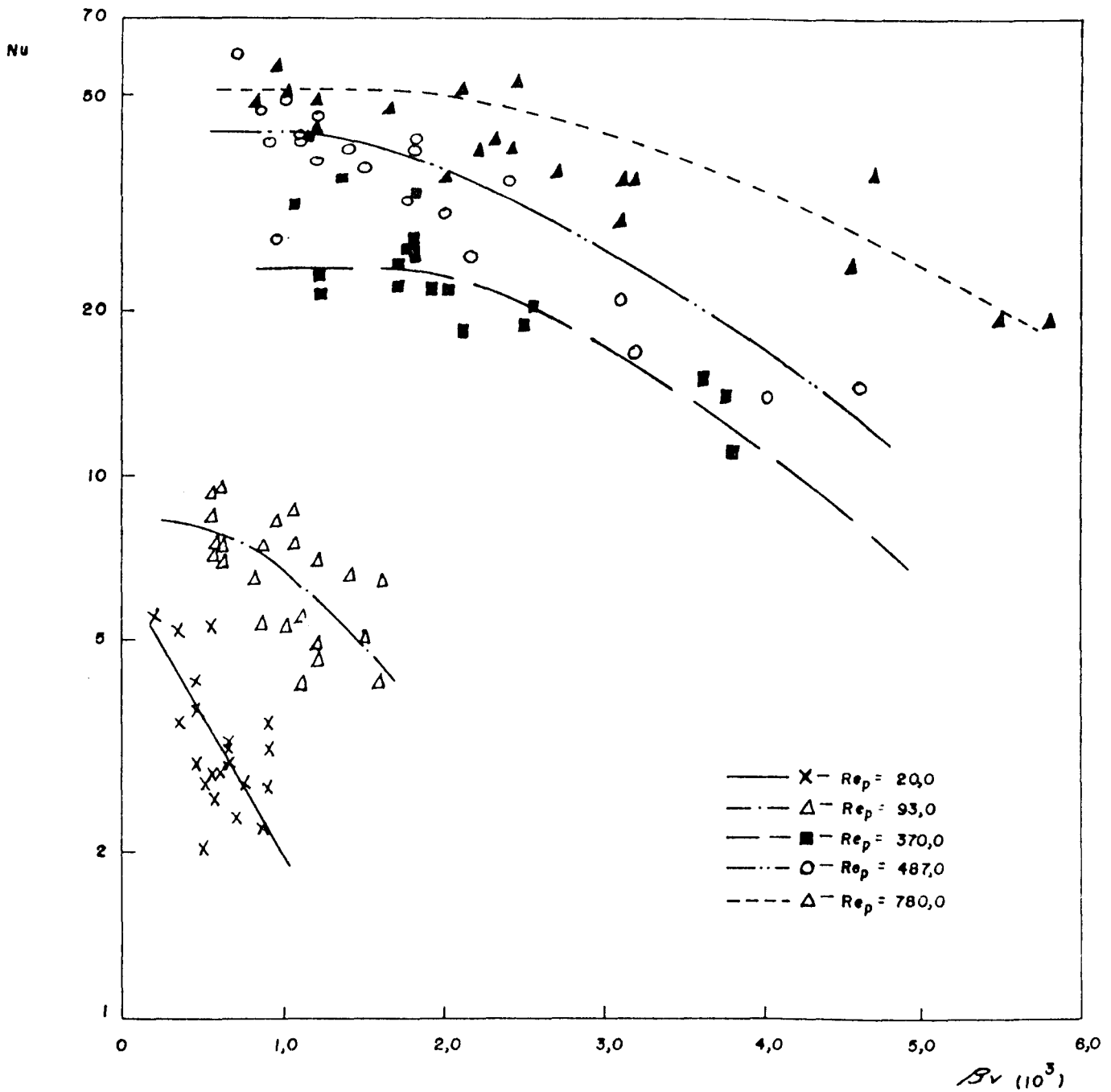


Fig. V. 6 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE Nu PARA DIVERSOS VALORES DE Re<sub>p</sub> = CONSTANTE PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS SEM fs

### V.3.2. MODELO FLUIDODINÂMICO UTILIZANDO O FATOR DE ATRITO SÓLIDOS - TUBO PROPOSTO POR STEMERDING<sup>(20)</sup>

Nas tabelas V.11 a V.15 são apresentados os resultados calculados utilizando-se o fator de atrito sólido - tubo proposto por Stemerding,

$$f_s = 0,003$$

Na figura V.7, apresenta-se os pontos experimentais, utilizando-se esse modelo fluidodinâmico em comparação com curvas obtidas por outros autores, referências já citadas no item V.3.1.

Na figura V.8, mostra-se a influência da concentração nos valores de Nu para valores de  $Re_p$  constantes.



V.11. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Mas<sub>s</sub>arani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding<sup>(20)</sup> para esfera de vidro -  $d_p = 0,24$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
23,90	15,75	0,47	86,5	331,6	2,6
23,43	15,45	0,66	84,7	344,2	2,7
22,64	15,02	0,87	84,6	288,7	2,3
21,22	14,13	0,89	85,5	264,6	2,2
20,26	13,49	1,25	84,2	317,4	2,6
21,10	13,78	0,32	80,9	509,5	4,0
20,37	13,34	0,52	79,4	477,4	3,8
20,28	13,29	0,93	77,1	302,1	2,4
19,71	12,87	1,26	75,8	291,5	2,3
18,82	14,39	0,64	48,7	578,7	4,5
19,28	14,74	0,58	45,9	231,7	1,7
18,08	13,87	1,09	47,0	300,5	2,4
19,01	14,47	0,56	46,4	320,6	2,4
18,21	13,90	0,92	45,0	302,9	2,3
17,98	13,72	0,64	43,9	281,5	2,1
17,25	13,10	0,51	40,9	491,7	3,7
16,99	12,95	0,81	40,3	264,4	2,0
16,33	12,40	0,70	39,0	322,2	2,4
16,16	12,28	0,65	37,7	325,6	2,4
15,82	12,07	0,98	37,1	258,8	1,9
15,55	11,82	0,59	36,5	328,2	2,4

V.12. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding<sup>(20)</sup> para esfera de vidro -  $d_p = 0,40$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\epsilon_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,55	13,38	0,78	164,5	574,9	7,4
21,06	12,48	1,26	162,1	494,7	6,6
21,12	12,51	1,53	160,6	291,9	3,9
20,56	12,09	1,11	155,2	444,1	5,8
20,45	11,96	0,71	154,9	513,8	6,7
20,35	11,93	1,39	153,8	531,5	6,9
20,04	11,79	2,47	153,4	251,1	3,3
19,35	11,34	1,51	154,4	277,4	3,7
19,09	11,00	0,66	146,6	582,4	7,6
19,44	11,10	0,72	140,6	438,2	5,5
18,51	10,66	1,34	144,3	448,4	5,9
18,14	10,42	2,06	141,3	257,6	3,4
18,90	10,76	0,80	136,4	477,7	6,0
17,84	10,20	1,56	139,9	431,1	5,6
18,27	10,30	0,63	135,7	279,5	3,5
17,89	10,15	1,06	136,9	328,5	4,2
18,12	10,29	1,93	133,0	284,2	3,6
16,47	9,16	1,00	130,6	408,2	5,3
16,23	9,02	1,98	128,3	407,9	5,3
16,06	8,80	1,39	122,1	348,3	4,4
14,59	7,70	1,28	114,4	343,1	4,3

V.13. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding<sup>(20)</sup> para esfera de vidro -  $d_p = 1,0$  mm

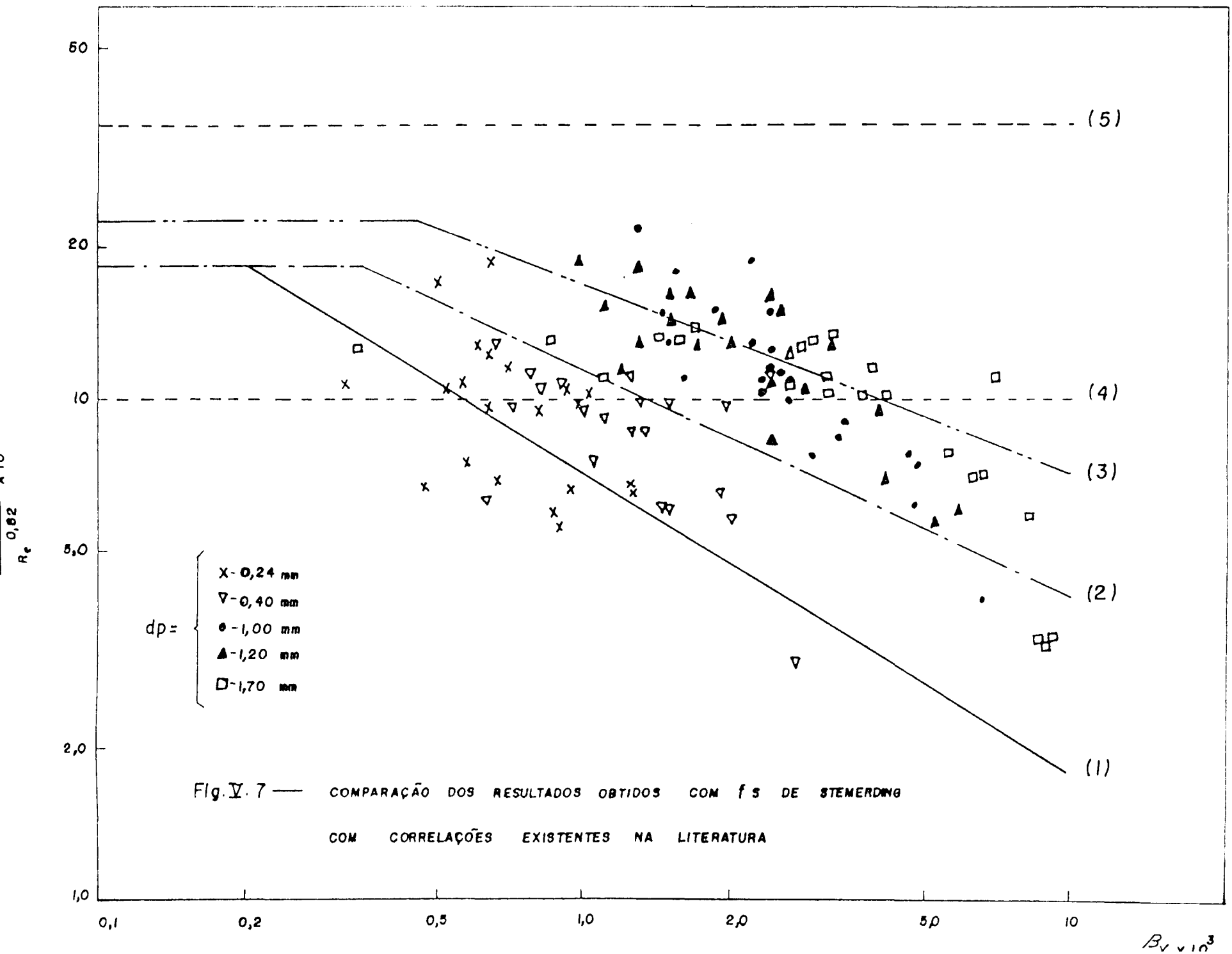
$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\delta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,16	10,27	1,31	582,8	1260,9	41,3
22,00	10,07	2,27	549,7	1067,1	34,8
21,14	9,66	2,46	555,5	590,3	19,8
21,68	9,87	2,94	537,4	415,2	13,5
20,31	9,13	1,59	545,2	939,2	31,6
20,76	9,30	1,85	527,3	803,3	26,3
20,77	9,31	2,54	523,2	585,8	19,8
20,02	8,88	3,50	512,8	464,3	15,2
19,62	8,66	2,57	517,6	507,8	16,9
20,07	8,80	1,46	503,9	748,2	24,2
19,36	8,51	3,34	512,1	428,3	14,2
18,93	8,22	2,41	506,8	625,5	20,9
19,85	8,59	2,36	477,7	526,4	16,6
18,46	7,89	2,32	493,2	554,1	18,3
18,89	8,07	2,42	480,6	780,6	25,2
17,77	7,41	2,64	471,2	535,2	17,4
16,04	6,54	2,24	493,5	607,7	20,9
16,80	6,67	1,64	446,5	512,5	16,5
16,62	6,65	4,61	446,3	367,3	11,8
16,53	6,58	4,81	437,5	346,4	11,1
16,69	6,43	1,53	409,9	600,0	18,3
15,28	5,71	4,79	414,7	272,1	8,7
14,45	5,14	6,60	396,5	172,6	5,4

V.14. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Mas-sarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding<sup>(20)</sup> para esfera de vidro -  $d_p = 1,2$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,41	9,61	0,99	723,1	1073,7	42,8
22,37	9,57	1,16	707,0	862,7	33,9
22,19	9,46	1,31	699,8	750,4	29,5
21,22	8,99	2,46	692,8	591,2	23,6
20,83	8,74	1,78	685,3	711,9	28,4
20,78	8,67	1,65	675,6	849,8	33,6
20,63	8,56	1,58	667,8	762,2	29,9
20,43	8,39	1,95	647,9	756,4	29,4
20,41	8,32	1,38	638,2	948,5	36,5
19,28	7,80	2,05	653,4	703,1	28,1
18,54	7,45	3,21	651,2	654,9	26,5
19,07	7,63	2,41	632,8	812,3	32,1
19,49	7,74	1,51	616,5	821,1	31,5
18,89	7,44	2,46	610,2	783,6	30,3
18,84	7,34	2,67	591,4	603,5	22,9
17,75	6,81	2,86	606,9	492,7	19,5
17,71	6,73	2,41	593,4	394,2	15,4
17,17	6,44	4,16	585,0	336,7	13,2
17,43	6,43	1,23	573,5	561,7	21,5
16,33	5,96	5,21	579,0	268,3	10,6
16,21	5,80	4,00	567,4	443,1	17,3
15,51	5,38	5,82	555,5	274,1	10,8

V.15. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding<sup>(20)</sup> para esfera de vidro -  $d_p = 1,7$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
19,86	6,75	1,13	1026,8	630,2	35,1
18,46	6,18	3,12	1045,8	556,1	32,2
18,87	6,30	2,91	1018,1	681,6	38,8
18,12	5,95	3,28	1023,8	688,5	39,5
19,02	6,09	0,84	949,5	680,4	36,7
18,34	5,76	1,40	944,8	678,8	37,1
17,75	5,40	1,65	924,5	695,7	37,9
17,43	5,19	1,59	917,8	641,2	35,0
16,65	4,77	3,16	906,7	573,5	31,6
16,24	4,59	5,90	899,9	538,5	29,8
16,26	4,52	4,08	888,1	515,6	28,3
15,72	4,12	2,72	875,5	601,2	32,9
16,23	4,30	2,59	837,8	535,9	28,3
16,67	3,99	3,83	836,0	553,1	29,6
15,14	3,71	5,55	837,2	367,9	19,9
14,88	3,44	3,31	820,9	584,1	31,2
14,70	3,42	8,13	814,4	268,1	14,4
14,73	3,21	3,75	783,8	479,1	24,9
13,99	2,78	6,77	777,6	313,6	16,5
13,88	2,72	6,37	783,9	312,5	16,6
13,46	2,45	8,92	772,7	154,5	8,2
13,49	2,41	9,07	754,7	165,9	8,6
13,33	2,24	8,86	745,2	161,2	8,3



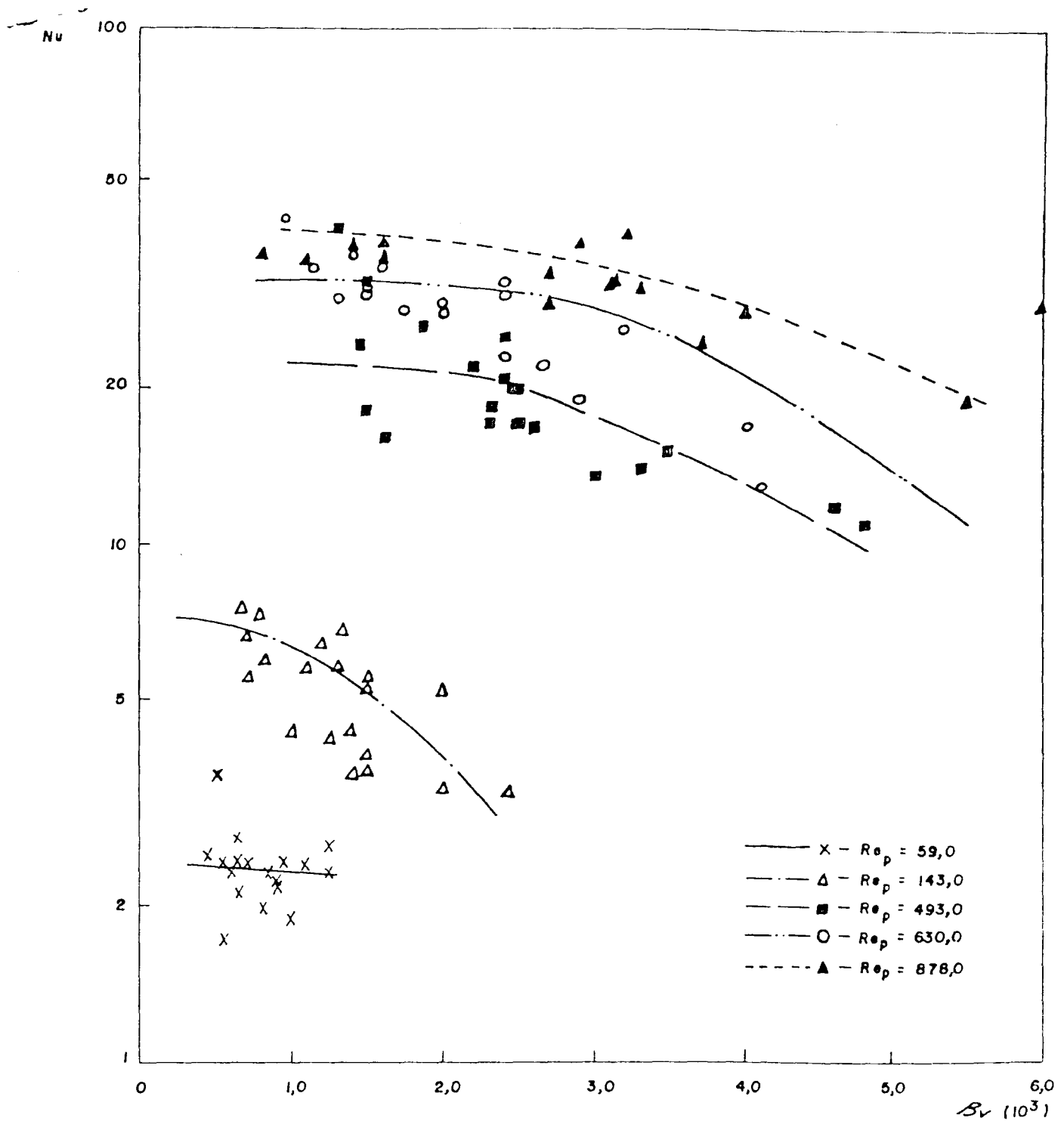


Fig. V. 8 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE  $Nu$  PARA DIVERSOS VALORES DE  $Re_p =$  CONSTANTE PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS COM  $f_s$  DE STEMERDING

V.3.3. MODELO FLUIDODINÂMICO UTILIZANDO-SE O FATOR DE ATRITO SÓLIDOS - FLUIDO PROPOSTO POR DA SILVA<sup>(17)</sup>

Nas tabelas V.16 a V.20 são apresentados os resultados calculados utilizando-se o fator de atrito sólido - tubo proposto por da Silva,

$$f_s = 0,080 \left( \frac{v}{\sqrt{gD}} \right)^{-0,47} \quad (\text{III.10})$$

Na figura V.9, apresenta-se os pontos experimentais, utilizando-se esse modelo fluidodinâmico em comparação com curvas obtidas por outros autores, referência já citadas no item V.3.1.

Na figura V.10, mostra-se a influência da concentração nos valores de Nu para valores de  $Re_p$  constantes.



V.16. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva<sup>(17)</sup> para esferas de vidro  $d_p = 0,24$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
23,90	11,59	0,64	130,7	243,9	1,9
23,44	11,32	0,91	128,8	252,3	1,9
22,65	10,98	1,19	129,4	211,2	1,7
21,22	10,32	1,22	131,6	193,2	1,6
20,27	9,84	1,72	129,8	231,4	1,9
21,11	9,99	0,44	122,8	369,2	2,9
20,37	9,67	0,72	120,9	346,2	2,8
20,29	9,64	1,28	117,3	219,1	1,7
19,72	9,34	1,74	114,9	211,5	1,7
18,83	8,77	1,05	110,5	352,8	2,8
19,28	8,91	0,95	104,9	140,1	1,1
18,09	8,42	1,80	108,1	182,3	1,4
19,02	8,78	0,93	104,7	194,5	1,5
18,22	8,38	1,53	102,6	182,8	1,4
17,99	8,22	1,07	100,7	168,8	1,3
17,25	7,72	0,86	94,2	289,8	2,2
17,00	7,63	1,38	93,6	155,6	1,2
16,34	7,25	1,20	90,3	188,5	1,4
16,16	7,11	1,12	88,2	188,6	1,4
15,83	6,98	1,70	87,5	149,8	1,1
15,56	6,79	1,02	85,8	188,5	1,4

V.17. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva<sup>(17)</sup> para esferas de vidro -  $d_p = 0,40$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,56	9,25	1,13	238,6	397,6	5,1
21,07	8,62	1,82	235,2	341,7	4,5
21,14	8,64	2,21	232,9	201,6	2,7
20,57	8,29	1,62	224,8	304,8	3,9
20,45	8,21	1,04	223,5	352,6	4,6
20,36	8,20	2,02	222,3	365,2	4,8
20,06	8,11	3,59	222,1	172,7	2,3
19,36	7,78	2,21	223,3	190,3	2,6
19,09	7,50	0,97	210,0	397,1	5,2
19,45	7,58	1,05	200,1	299,1	3,8
18,52	7,27	1,96	206,7	306,0	4,0
18,16	7,10	3,02	202,2	175,7	2,3
18,90	7,30	1,18	194,5	324,0	4,1
17,85	6,94	2,29	199,8	293,3	3,8
18,27	6,99	0,93	192,2	189,8	2,4
17,90	6,89	1,56	194,6	223,2	2,9
18,14	6,98	2,84	189,4	192,9	2,4
16,48	6,18	1,48	183,9	275,4	3,6
16,25	6,09	2,94	180,7	275,3	3,5
16,10	5,91	2,06	170,5	234,2	2,9
14,60	5,15	1,91	156,8	229,6	2,9

V.18. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva<sup>(17)</sup> para esferas de vidro -  $d_p = 1,0$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sq}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,18	6,35	2,12	775,6	780,1	22,6
22,04	6,21	3,69	728,5	658,6	21,4
21,17	5,94	4,01	736,6	363,4	12,2
21,72	6,08	4,79	711,9	255,6	8,3
20,33	5,59	2,61	718,8	574,9	19,4
20,79	5,69	3,03	694,4	491,6	16,1
20,80	5,70	4,16	689,5	358,7	12,1
20,06	5,43	5,73	673,6	283,9	9,3
19,66	5,28	4,23	678,6	309,6	10,3
20,09	5,35	2,40	658,9	455,1	14,7
19,39	5,19	5,50	670,7	261,2	8,7
18,96	4,99	3,96	660,8	380,1	12,7
19,88	5,21	3,89	662,4	319,1	10,1
19,49	4,78	3,83	640,0	335,3	11,1
18,92	4,89	4,00	623,5	472,8	15,3
17,79	4,46	4,39	606,6	322,4	10,5
16,06	3,94	3,73	630,0	365,9	12,6
16,78	3,99	2,74	566,1	306,3	9,8
16,67	3,99	7,70	567,4	220,8	7,1
16,58	3,96	8,03	555,3	208,3	6,7
16,71	3,82	2,58	514,7	356,6	10,9
15,33	3,42	8,04	516,2	162,8	5,2
14,52	3,09	11,04	486,5	103,8	3,3

V.19. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva<sup>(17)</sup> para esferas de vidro -  $d_p = 1,2$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
22,42	5,79	1,64	939,9	646,6	25,8
22,39	5,74	1,94	919,4	517,6	20,4
22,21	5,67	2,19	908,9	450,1	17,7
21,26	5,38	4,11	899,6	353,7	14,1
20,86	5,21	2,99	886,4	424,8	16,9
20,80	5,15	2,78	872,9	505,3	20,0
20,66	5,08	2,67	861,3	452,8	17,8
20,46	4,98	3,30	833,2	448,6	17,4
20,43	4,92	2,33	818,3	561,4	21,6
19,30	4,61	3,47	836,8	415,3	16,6
18,58	4,40	5,44	832,2	387,3	15,6
19,10	4,49	4,11	808,2	478,1	18,9
19,51	4,56	2,56	784,8	483,2	18,5
18,92	4,37	4,18	775,2	460,8	17,8
18,88	4,31	4,54	748,9	354,5	13,5
17,79	3,99	4,89	765,6	288,9	11,4
17,74	3,93	4,13	746,3	230,2	8,9
17,22	3,77	7,12	733,0	197,3	7,7
17,45	3,73	2,12	714,9	326,0	12,5
16,39	3,50	8,91	719,7	157,5	6,2
16,25	3,38	6,90	702,3	257,8	10,1
15,57	3,15	9,98	681,3	160,5	6,3

V.20. Resultados calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva<sup>(17)</sup> para esferas de vidro -  $d_p = 1,7$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
19,88	3,77	2,03	1262,2	351,6	19,6
18,50	3,46	5,60	1282,9	309,9	17,9
18,91	3,50	5,24	1248,3	378,9	21,5
18,17	3,31	5,91	1249,7	382,9	22,0
19,04	3,36	1,52	1150,9	375,2	20,2
18,37	3,17	2,56	1141,3	372,9	20,4
17,77	2,94	3,03	1109,7	379,7	20,7
17,45	2,84	2,91	1096,1	350,5	19,2
16,69	2,61	5,79	1075,1	313,9	17,3
16,32	2,54	10,73	1064,5	297,6	16,5
15,76	2,24	5,02	1020,6	326,1	17,9
16,27	2,33	4,77	978,1	291,1	15,4
15,72	2,17	7,07	970,2	300,4	16,1
15,21	2,03	10,22	966,1	200,8	10,8
14,93	1,87	6,11	936,5	317,3	16,9
14,79	1,89	14,80	931,9	148,2	7,9
14,77	1,74	6,93	886,8	260,2	13,6
14,06	1,53	12,34	869,4	172,9	9,1
13,96	1,49	11,72	875,6	171,2	9,1
13,55	1,36	16,13	855,6	86,1	4,5
13,59	1,33	16,55	834,9	91,6	4,8
13,43	1,26	16,04	818,4	89,6	4,6

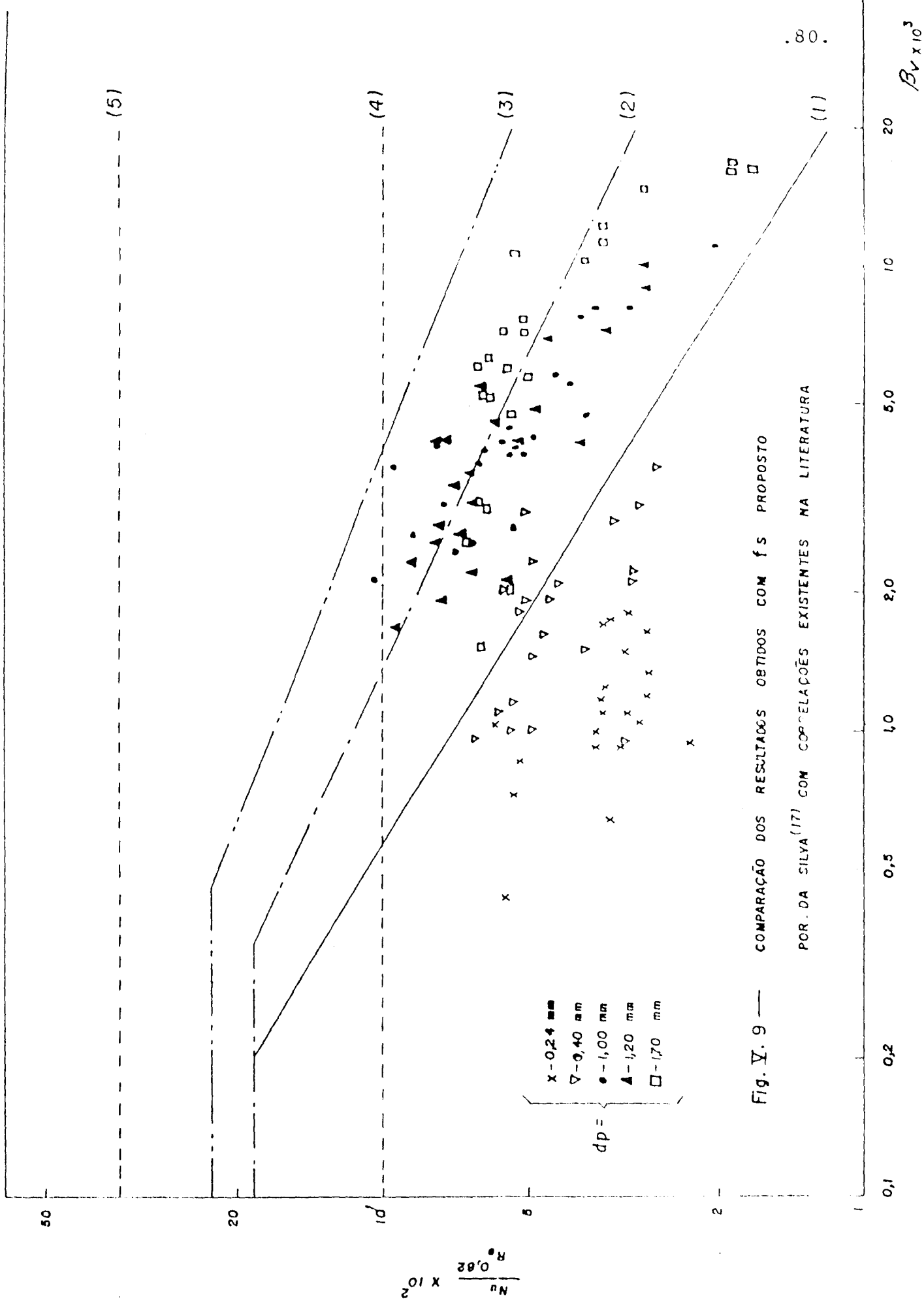


Fig. V. 9 — COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS COM OS PROPOSTOS POR DA SILVA<sup>(17)</sup> COM CORRELAÇÕES EXISTENTES NA LITERATURA

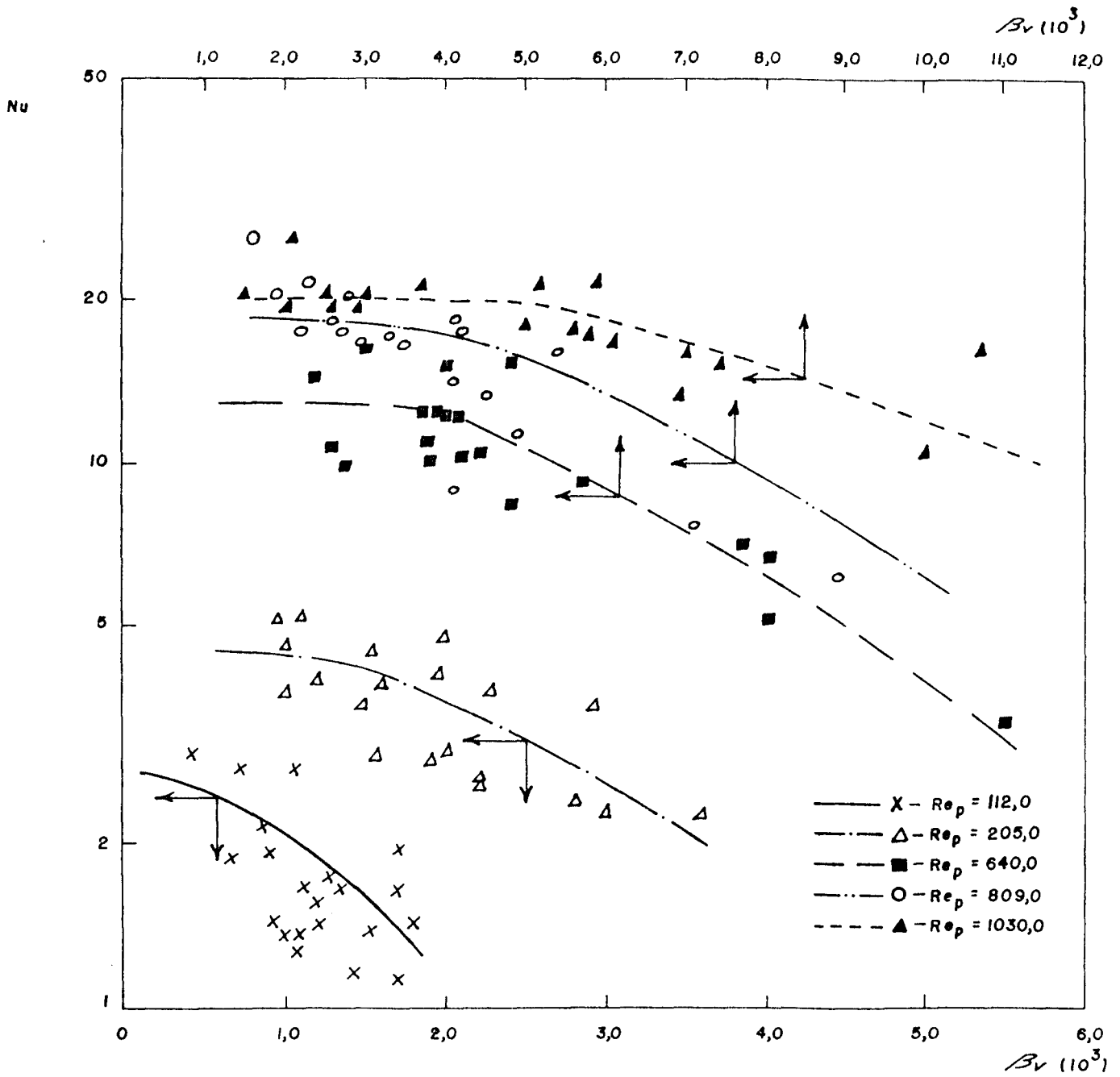


Fig. V. 10 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE Nu PARA DIVERSOS VALORES DE Re<sub>p</sub> = CONSTANTE PARA OS DADOS EXPERIMENTAIS COM f<sub>s</sub> PROPOSTO POR DA SILVA<sup>(17)</sup>

#### V.4. PROCESSAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS POR KACMARZYK E BANDROWSKI<sup>(16)</sup>

Utilizando-se o modelo fluidodinâmico proposto por MASSARANI e SANTANA<sup>(21)</sup> procurou-se correlacionar os dados obtidos experimentalmente por Kaczmarzyk e Bandrowski, na tentativa de explicar a influência do modelo adotado na transferência de calor gás-sólidos.

Nas figuras V.11 a V.13, apresenta-se a curva obtida por esses autores e os novos pontos experimentais que conseguiu-se, utilizando o novo modelo com as três variações em estudo.

Na tabela V.21 apresenta-se as correlações para as novas curvas e compara-se a correlação proposta pelos autores:

$$\text{Nu} = 0,00114 \beta_v^{-0,5984} \text{Re}_p^{0,82} \quad (\text{II.10})$$

Os dados de referência encontram-se em tabelas no Apêndice A.

a. para  $f_s = 0$

$$\text{Nu} = 0,0075 \beta_v^{-0,3657} \text{Re}_p^{0,82} \quad (\text{V.1}), \text{ onde } r^2 = 0,77$$

continua...



b. para  $f_s = 0,003$

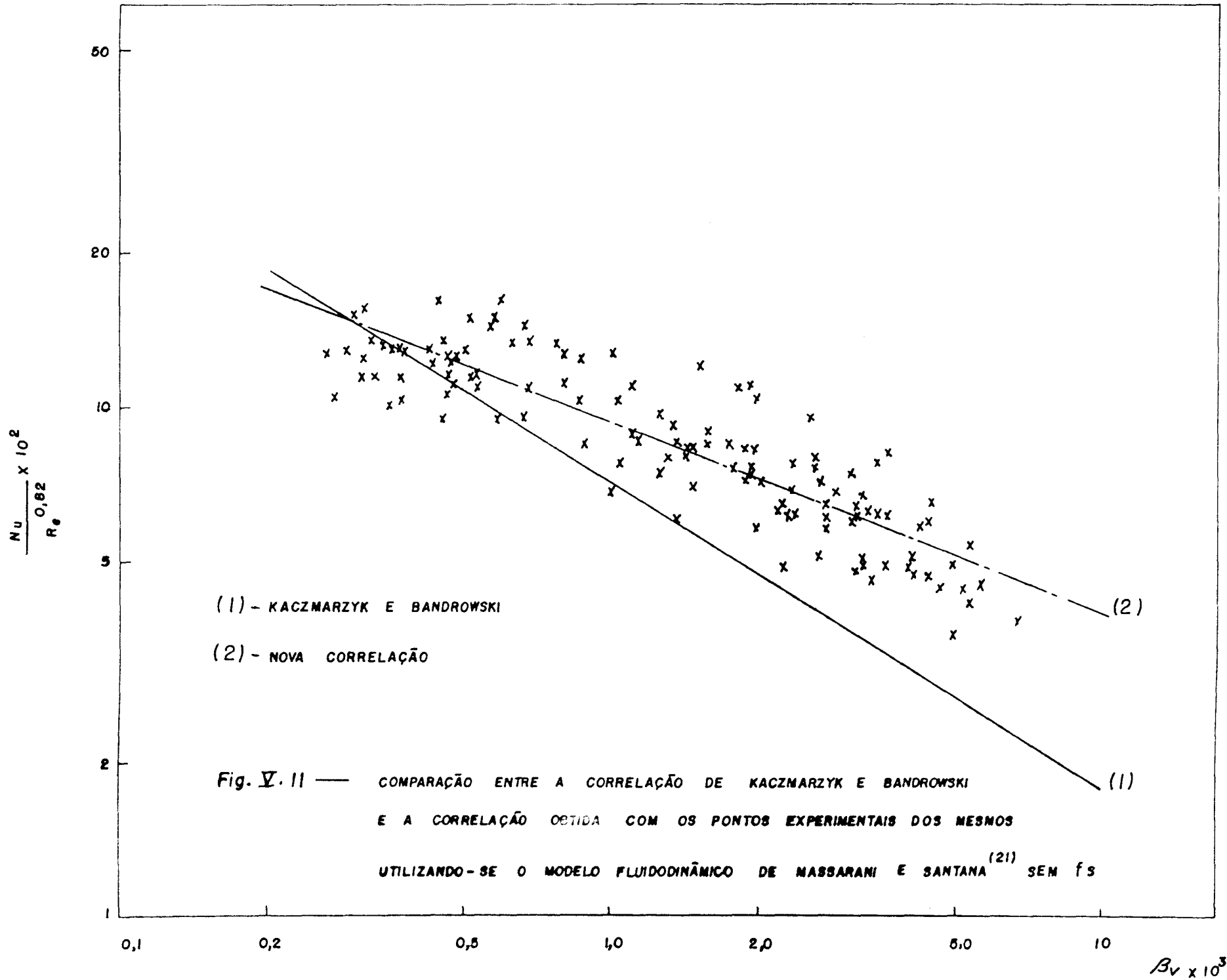
$$Nu = 0,0095 \beta_v^{-0,3074} Re_p^{0,82} \quad (V.2), \quad \text{onde } r^2 = 0,60$$

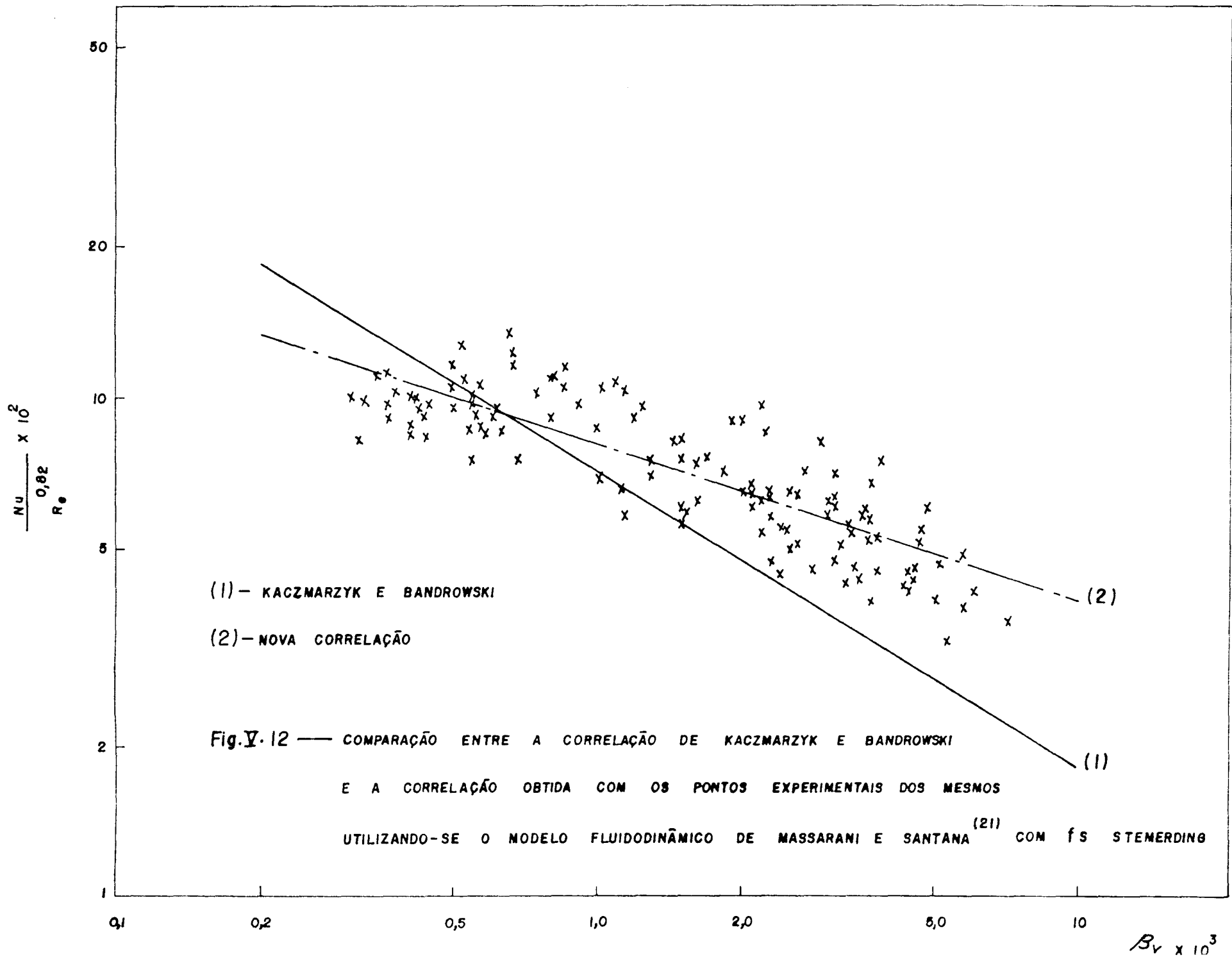
c. para  $f_s = 0,080 \left( \frac{\bar{v}}{\sqrt{gD}} \right)^{-0,47}$

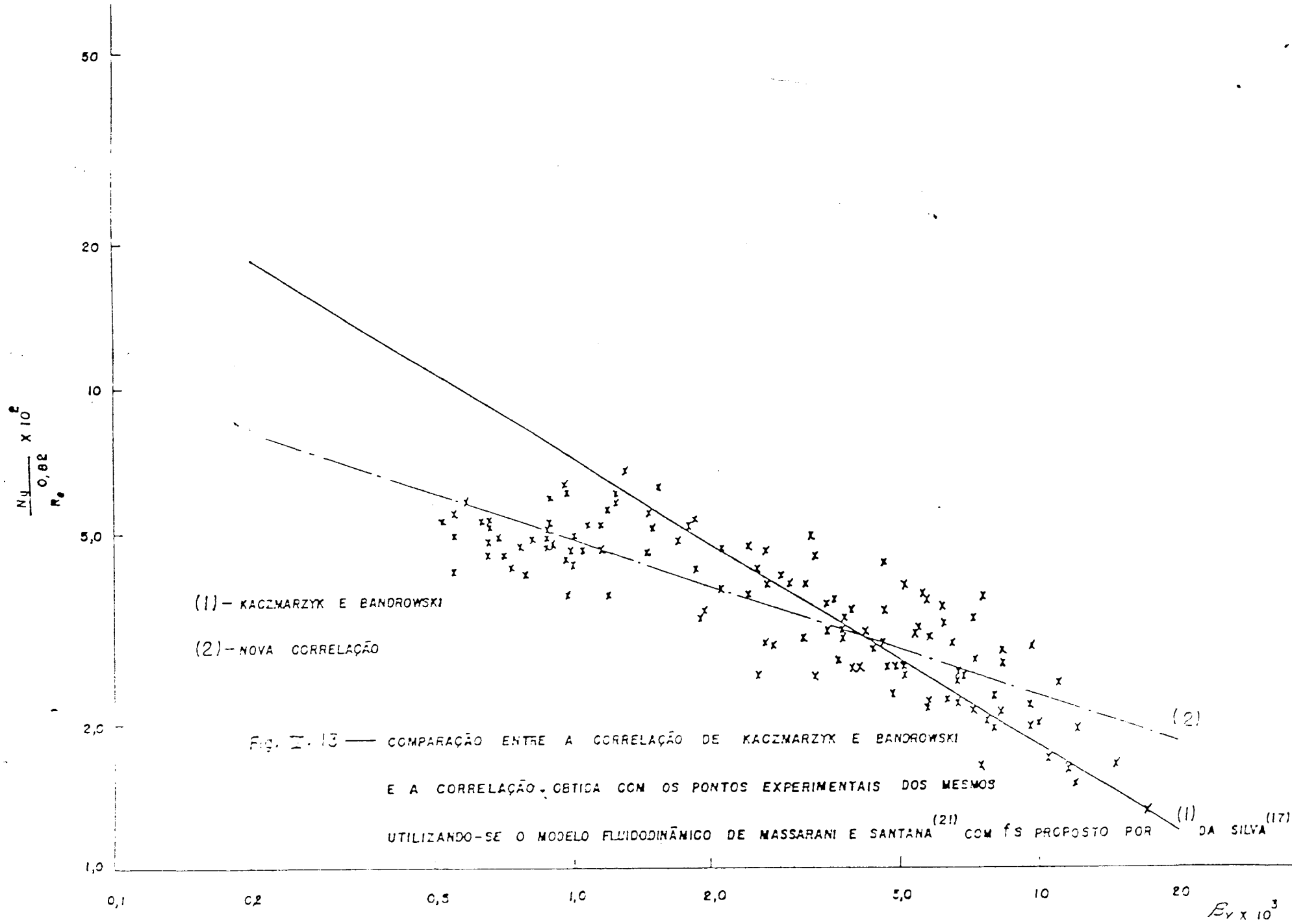
$$Nu = 0,00052 \beta_v^{-0,3221} Re_p^{0,82} \quad (V.3), \quad \text{onde } r^2 = 0,64$$

Tabela V.21. Correlações obtidas para os pontos experimentais de Bandrowski e Kacmarzyk utilizando-se o modelo proposto por Massarani e Santana.

Nas figuras V.14 a V.16, mostra-se a influência da concentração nos valores de Nu para valores de  $Re_p$  constantes, com os dados de Kacmarzyk e Bandrowski, com as três variações no modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana. Nota-se que as inflexões são diferentes daquelas apresentadas nas figuras V.6, V.8 e V.10.







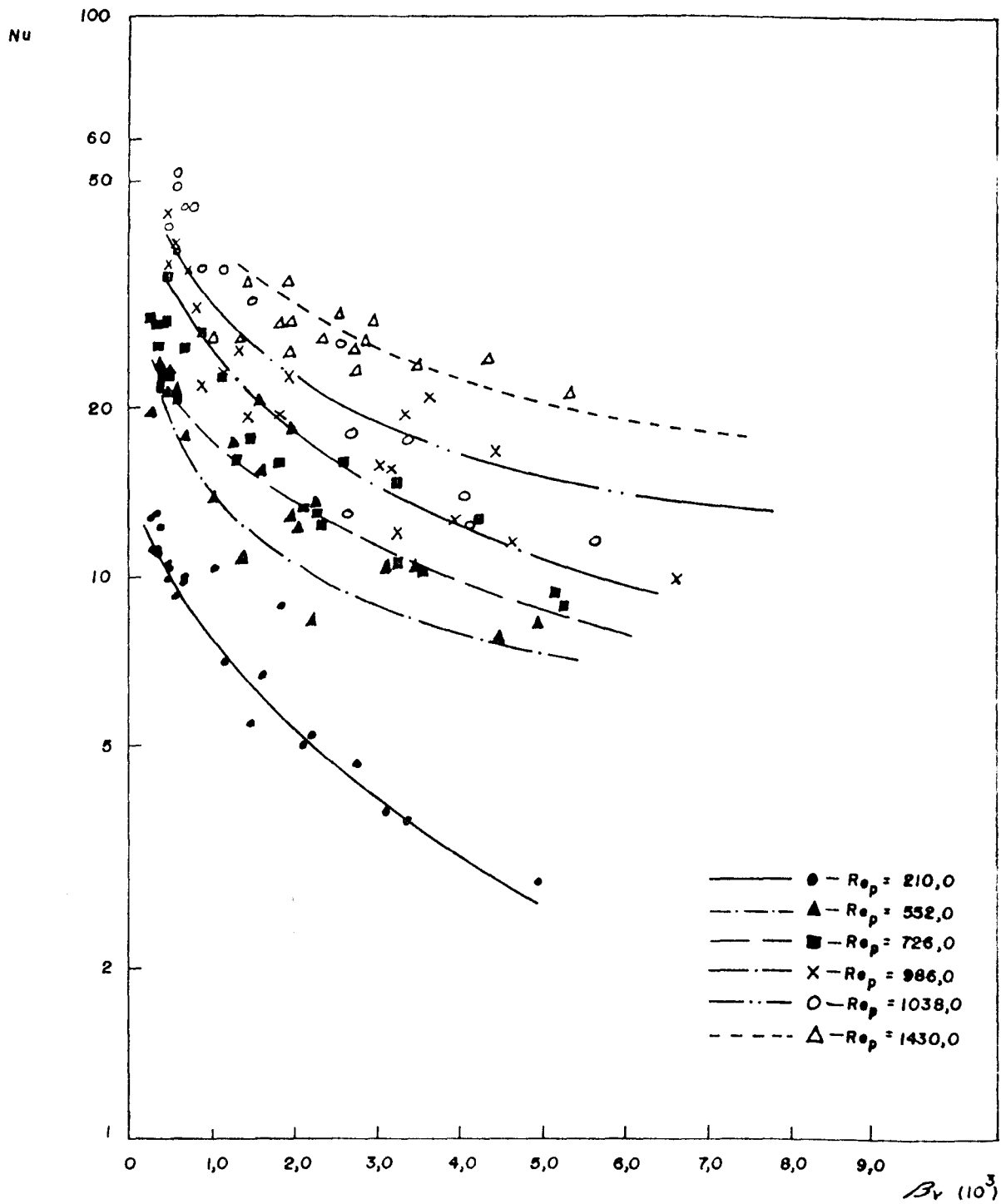


Fig. V. 14 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE Nu PARA DIVERSOS VALORES DE  $Re_p =$  CONSTANTE PARA OS DADOS DE KACZMARZYK E BANDROWSKI SEM  $f_s$

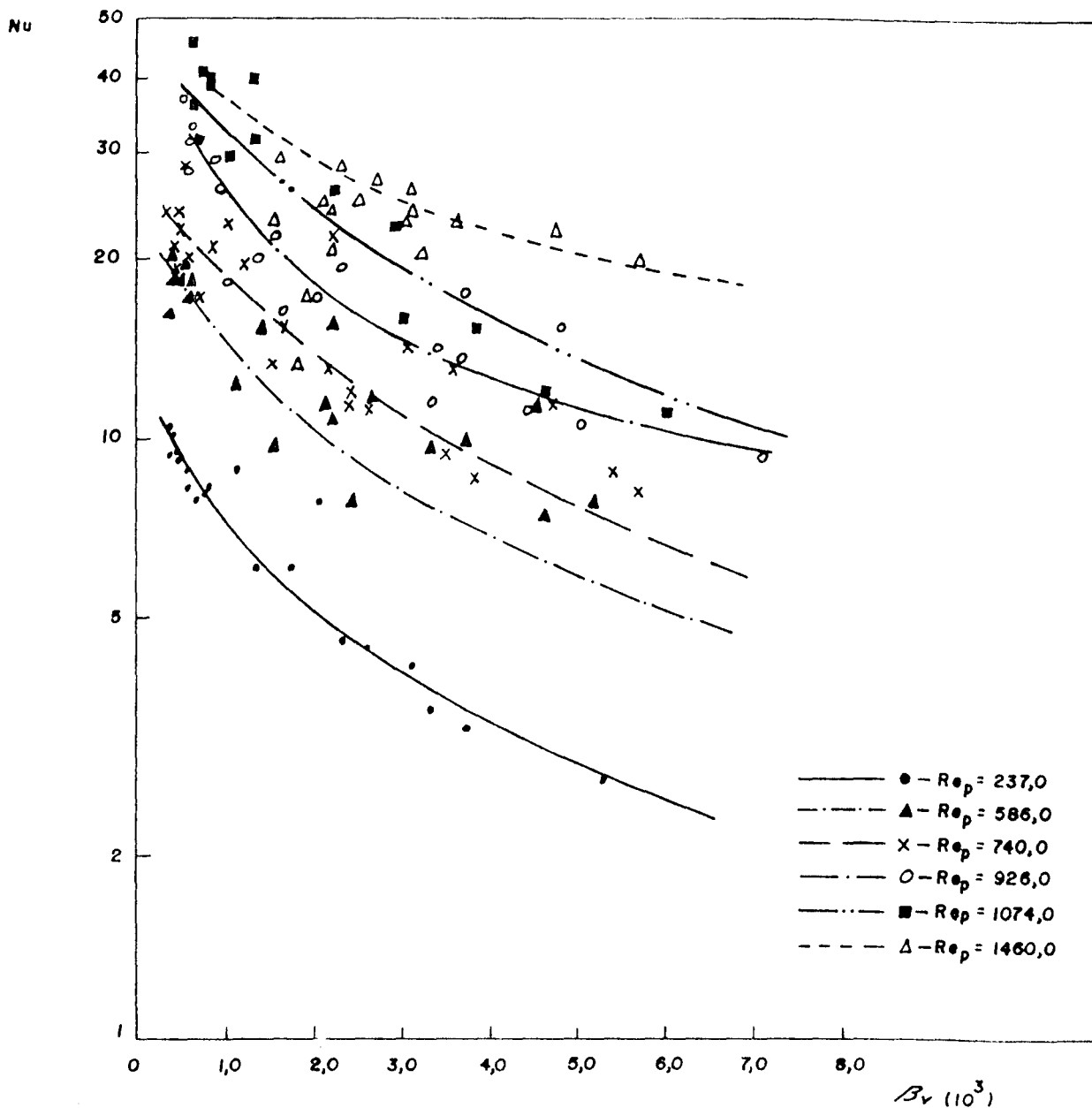


Fig. V. 15 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE Nu PARA DIVERSOS VALORES DE  $Re_p =$  CONSTANTE PARA OS DADOS DE KACZMARZYK E BANDROWSKI COM  $f_s$  DE STEMERDING

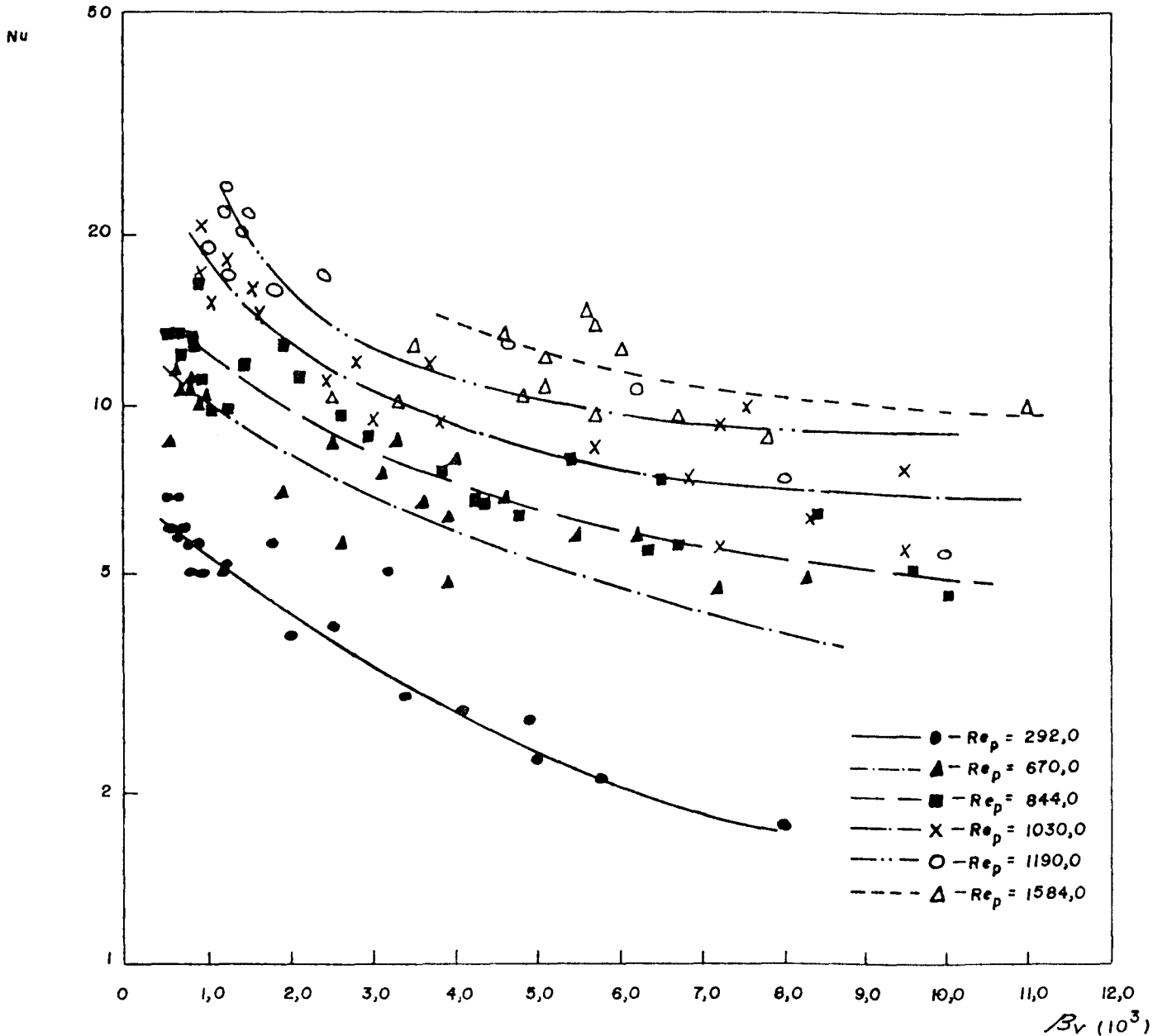


Fig.V.16 — INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO NO NÚMERO DE Nu PARA DIVERSOS VALORES DE  $Re_p =$  CONSTANTE PARA OS DADOS DE KACZMARZYK E BANDROWSKI COM  $f_s$  PROPOSTO POR DA SILVA<sup>(17)</sup>

## V.5. ESTABELECIMENTO DE CORRELAÇÕES

Utilizando-se os resultados experimentais obtidos no presente trabalho, procurou-se obter correlações que resumam esses resultados, de forma adimensionalizada e que mostrem os desvios médios absolutos, definido para n pontos experimentais como:

$$\text{desvio médio absoluto} = \bar{\Delta} = \frac{1}{n} \left[ \sum_{i=1}^n \left( \frac{\text{Nu calc} - \text{Nu exp}}{\text{Nu calc}} \right) \right] \times 100$$

### V.5.1. CORRELAÇÕES DO TIPO: $\text{Nu} = A \text{Re}_p^B \beta_v^C$

Para o fator de atrito sólido-tubo igual a zero, foi obtida a seguinte correlação, utilizando-se 110 pontos experimentais:

$$\text{Nu} = 0,0022 \beta_v^{-0,6019} \text{Re}_p^{0,9066}; \bar{\Delta} = 25,4\% \quad (\text{V.4})$$

Para o fator de atrito sólido-tubo igual a 0,003 ( $f_s$  de Stemerding<sup>(20)</sup>), com 110 pontos experimentais, foi obtida a seguinte correlação:

$$\text{Nu} = 0,0008 \beta_v^{-0,4805} \text{Re}_p^{1,1335}; \bar{\Delta} = 22,3\% \quad (\text{V.5})$$



Para o fator sólido-tubo proposto por da Silva<sup>(17)</sup>, com os mesmos 110 pontos experimentais, foi obtida a seguinte correlação:

$$\text{Nu} = 0,0002 \beta_v^{-0,4547} \text{Re}_p^{1,2982}; \bar{N} = 18,8\% \quad (\text{V.6})$$

#### V.5.2. CORRELAÇÕES BASEADAS NO MÉTODO DAS DUAS ASSÍNTOTAS DE CHURCHILL E USAGI<sup>(24)</sup>

Utilizando-se o método das duas assíntotas de CHURCHILL e USAGI, para um aumento da dependência das variáveis, caso A, chega-se à seguinte expressão:

$$\text{Nu} - 2 = \left\{ (0,4 \text{Re}_p^{0,5})^n + \left[ B (\beta_v) \text{Re}_p^{0,82} \right]^n \right\}^{1/n} \quad (\text{V.7})$$

que tenta abranger as partes de escoamento laminar e turbulento da mistura, respectivamente, e ainda considera a influência da concentração volumétrica das partículas, onde:

$$n = \frac{\ln 2}{\ln \left[ (\text{Nu} - 2) / (0,4 \text{Re}_p^{0,5}) \right]} \quad (\text{V.8})$$

Para cada uma das variações em torno do modelo fluidodinâmico, foram feitas tentativas para se conseguir um n ótimo, que abrangesse uma grande parte dos pontos experimentais e como resultado, tem-se:

a. para  $f_s = 0$

$n = 12/11$  com 58 pontos experimentais, obteve-se a seguinte correlação:

$$\text{Nu} = 2 + \left\{ (0,4 \text{ Re}_P^{0,5})^{12/11} + \left[ B(\beta_V) \text{Re}_P^{0,82} \right]^{12/11} \right\}^{11/12} \quad (\text{V.9})$$

onde,

$$B(\beta_V) = 2,329 \times 10^{-4} \beta_V^{-1,005} \quad (r^2 = 0,87) \quad (\text{V.10})$$

Na figura V.17 é apresentada a curva de comparação - entre os valores de Nu calculado por essa correlação e os valores obtidos experimentalmente. O desvio médio absoluto foi de 15,1%.

b. para  $f_s = 0,003$

$n = 6/5$  com 49 pontos experimentais, obteve-se a seguinte correlação:

$$\text{Nu} = 2 + \left\{ (0,4 \text{ Re}_P^{0,5})^{6/5} + \left[ B(\beta_V) \text{Re}_P^{0,82} \right]^{6/5} \right\}^{5/6} \quad (\text{V.11})$$

onde,

$$B(\beta_V) = 7,131 \times 10^{-4} \beta_V^{-0,8527} \quad (r^2 = 0,74) \quad (\text{V.12})$$

Na figura V.18 é apresentada a curva de comparação dos valores obtidos experimentalmente. O desvio médio absoluto foi de 23,3%.

$$c. \text{ para } f_s = 0,080 \left( \frac{\bar{v}}{\sqrt{gD}} \right)^{-0,47}$$

$n = 14/5$  com 54 pontos experimentais, obteve-se a seguinte correlação:

$$Nu = 2 + \left\{ (0,4 Re_p^{0,5})^{14/5} + \left[ B(\beta_v) Re_p \right]^{14/5} \right\}^{5/14} \quad (V.13)$$

onde,

$$B(\beta_v) = 3,958 \times 10^{-3} \beta_v^{-0,4446} \quad (r^2 = 0,76) \quad (V.14)$$

Na figura V.19 é apresentada a curva de comparação entre os valores de Nu calculado por essa correlação e os valores obtidos experimentalmente. O desvio absoluto foi de 15,6%.

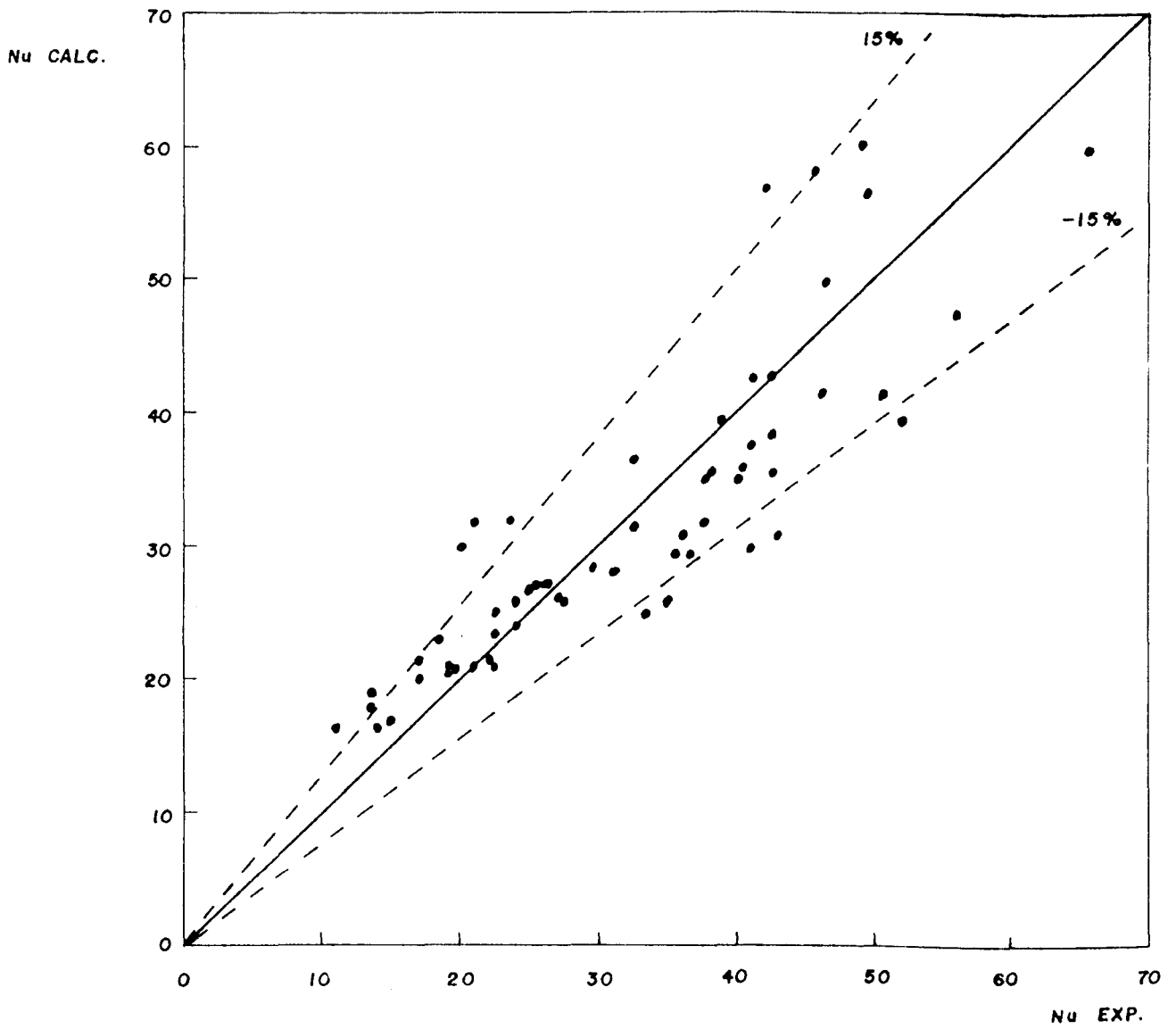


Fig. V. 17 — COMPARAÇÃO ENTRE Nu CALCULADO E Nu EXPERIMENTAL SEM fs

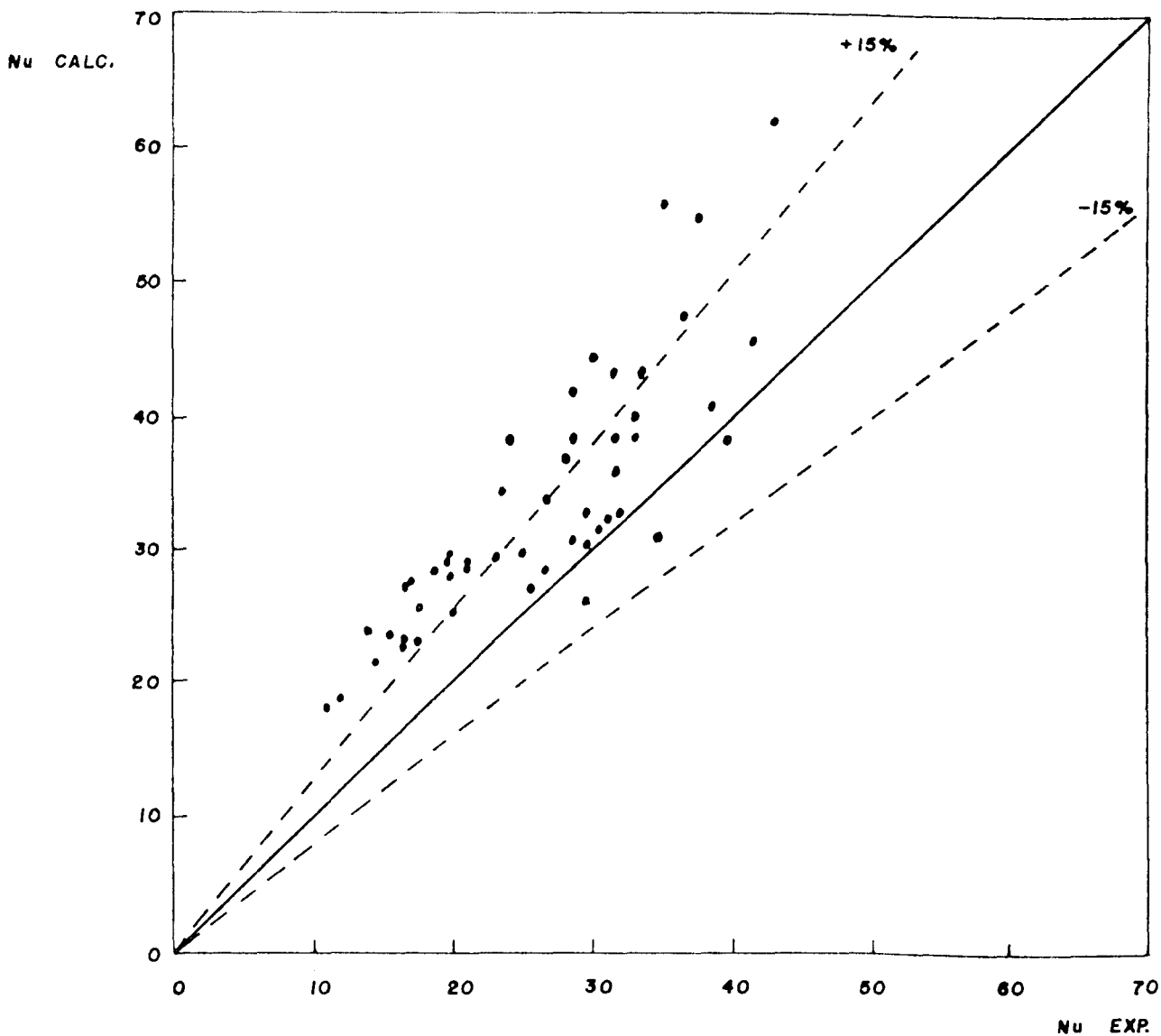


Fig. V. 18 — COMPARAÇÃO ENTRE Nu CALCULADO E Nu EXPERIMENTAL COM f S STEMERDING

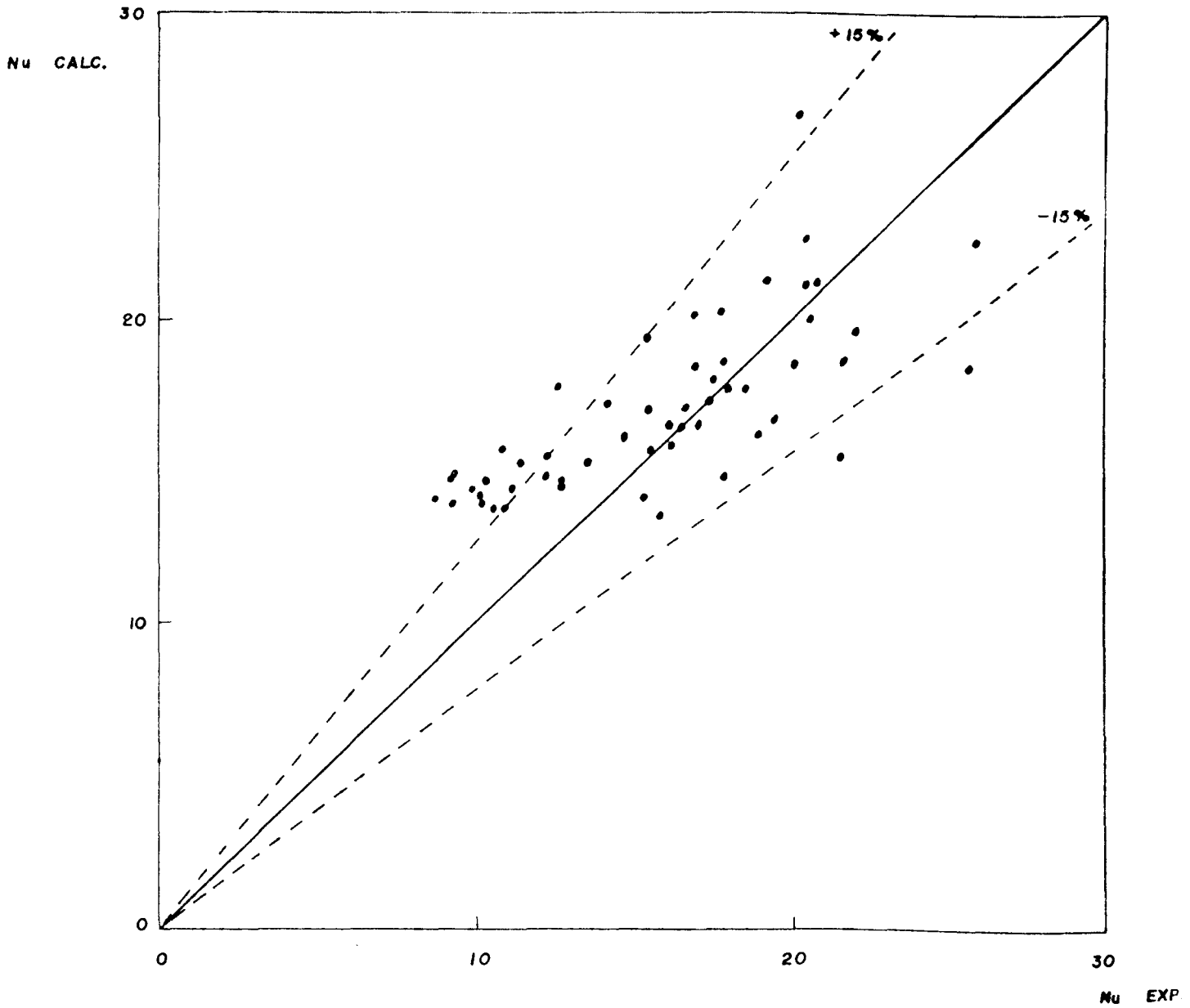


Fig. V. 19 — COMPARAÇÃO ENTRE Nu CALCULADO E Nu EXPERIMENTAL  
COM fs PROPOSTO POR DA SILVA<sup>(17)</sup>

CAPÍTULO VI  
DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

## VI.1. RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Os resultados experimentais obtidos neste trabalho procuraram cobrir faixas de dados da literatura ainda não totalmente exploradas e com partículas sólidas diferentes daquelas analisadas por BANDROWSKI e KACZMARZYK<sup>(16)</sup>, considerado aqui como o trabalho mais completo do ponto de vista experimental, dentro do tema proposto.

Com os modelos fluidodinâmicos utilizados no presente trabalho, chegou-se às seguintes faixas:

a) sem  $f_s$ :

$$0,00023 < \beta_v < 0,008;$$

$$20 < Re_p < 870 \quad e$$

$$2 < Nu < 60$$

b) com  $f_s$  de STEMERDING<sup>(20)</sup>:

$$0,00032 < \beta_v < 0,009;$$

$$6 < Re_p < 1000 \quad e$$

$$1,7 < Nu < 40$$

c) com  $f_s$  proposto por da SILVA<sup>(17)</sup>:

$$0,00064 < \beta_v < 0,0166;$$



$$86 < Re_p < 1200 \quad e$$

$$1,3 < Nu < 26$$

Para o cálculo do coeficiente médio de troca de calor gás-sólido convectivo, utilizou-se três modelos fluidodinâmicos, onde se analisa a influência do termo correspondente ao atrito sólido-tubo, através da variação do coeficiente  $f_s$ .

A influência deste fator nos parâmetros analisados, pode ser claramente observada nas figuras V5, V7 e V9, notando-se um decréscimo substancial nos valores do número de Nusselt para cada  $\beta_v$ . Uma explicação física para este decréscimo pode ser dada através da análise do termo de dissipação de energia, devido ao atrito sólido-tubo, que modifica o cálculo da porosidade média do sistema com um posterior efeito no cálculo dos números de Reynolds e de Nusselt.

Fazendo-se  $f_s$  igual a zero, estamos eliminando um termo dissipativo da equação do movimento dos sólidos, resultando em valores maiores de números de Nu, o que equivale dizer que é diminuído o efeito dos gradientes de temperaturas relativo à condução na sub-camada laminar na superfície das partículas.

Com valores de  $f_s$  diferentes de zero, é introduzido matematicamente o termo dissipativo, causando um aumento no gradiente de temperatura relativo à condução, fazendo com que

o número de Nusselt para as partículas sólidas diminua. Esse efeito é tanto maior quanto o valor numérico do termo

$$\frac{2 f_s (1 - \epsilon) \rho_s \bar{v}^{-2}}{2}$$

o qual é maior no caso em que se utiliza o valor de  $f_s$  de da SILVA<sup>(17)</sup>.

Com relação à hipótese de se fazer a temperatura das partículas coletadas após o ciclone igual à  $t_{s2}$  na equação (III.3), está sendo introduzido um erro sistemático,  $\Delta$ , correspondente à expressão:

$$t_{s2} = (t_{s2})_{\text{medido}} - \Delta \quad (\text{VI.1})$$

Para o escoamento concorrente gás-sólido, a hipótese mencionada é plausível numa primeira aproximação, devido a tendência assintótica esperada dos perfis de temperatura do ar e dos sólidos. Essa hipótese pode ser retirada com o desenvolvimento experimental de um dispositivo capaz de amostrar as partículas em cada seção de teste.

## VI.2. COMPARAÇÃO COM OS RESULTADOS DE BANDROWSKI e KACZMARZYK<sup>(16)</sup>

As figuras V.11, V.12 e V.13, permitem uma comparação em termos de  $Nu / Re^{0,82}$  versus  $\beta_v$ , do desempenho dos mo-

delos fluidodinâmicos, na previsão dos parâmetros básicos do escoamento.

Verifica-se que, a utilização do modelo de Massarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva, resulta numa melhor compatibilização com os resultados obtidos com o modelo fluidodinâmico de Capes e Nakamura, utilizado na referência 16.

Uma tentativa de explicação para a mudança de concavidade das curvas nas figuras V.14, V.15 e V.16, em relação aos resultados das figuras V.6, V.8 e V.10, pode ser dada pelo comportamento das curvas contínuas e pontilhadas da figura II.3, já comentadas anteriormente.

Nessa última figura, as linhas cheias se apresentam como resultantes da eliminação do efeito de condução axial no gás, ou seja, para números de Peclet elevados, enquanto que nas linhas pontilhadas, está embutido esse efeito dissipativo.

As concavidades para cima das curvas nas figuras V.14, V.15 e V.16, parecem indicar que as características dos dados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk, acopladas aos modelos fluidodinâmicos adotados incluem esse tipo de efeito.

CAPÍTULO VII  
CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Foi desenvolvida uma montagem experimental para a de terminação do coeficiente de troca de calor entre gás-sólidos, visando o estudo das variáveis fluidodinâmicas e térmicas envolvidas no escoamento simultâneo de uma mistura gás-sólidos.

Essa montagem incluía uma instrumentação adequada que, permitiu a obtenção do perfil longitudinal da temperatura do ar, bem como do perfil de pressão.

Os resultados experimentais obtidos neste trabalho, acrescidos de dados da literatura foram analisados com a utilização de diversos modelos fluidodinâmicos, que conduziram ao estabelecimento de correlações que visam a previsão desse importante parâmetro fenomenológico envolvido na formulação de situações físicas em que é necessário o uso da equação da ener gia em sistemas bifásicos.

Os resultados experimentais foram comparados com cor relações semi-empíricas da literatura procurando-se "o estabelecimento" da faixa de validade das mesmas.

O modelo utilizado foi do tipo integral que leva à obtenção de um coeficiente de troca médio, que é válido para escoamento uniforme longitudinal.

As correlações obtidas foram propostas em duas formas distintas, sendo que aquelas baseadas no método das duas

assíntotas forneceram resultados com desvios médios absolutos da ordem de 15%, os quais são menores do que aquele proposto por Kaczmarzyk e Bandrowski na sua correlação, a saber:

a. sem  $f_s$ :

$$\text{Nu} = 2 + \left\{ (0,4 \text{Re}_p^{0,5})^{12/11} + \left[ B(\beta_v) \text{Re}_p^{0,82} \right]^{12/11} \right\}^{11/12}$$

onde:

$$B(\beta_v) = 2,329 \times 10^{-4} \beta_v^{-1,005}, \text{ sendo que } \bar{\Delta} = 15,1\%$$

b. com  $f_s$  proporção por Stemerding:

$$\text{Nu} = 2 + \left\{ (0,4 \text{Re}_p^{0,5})^{6/5} + \left[ B(\beta_v) \text{Re}_p^{0,82} \right]^{6/5} \right\}^{5/6}$$

onde:

$$B(\beta_v) = 7,131 \times 10^{-4} \beta_v^{-0,8527}, \text{ sendo que } \bar{\Delta} = 23,3\%$$

c. com  $f_s$  proposto por da Silva:

$$\text{Nu} = 2 + \left\{ (0,4 \text{Re}_p^{0,5})^{14/15} + \left[ B(\beta_v) \text{Re}_p^{0,82} \right]^{14/5} \right\}^{5/14}$$

onde,

$$B(\beta_v) = 3,958 \times 10^{-3} \beta_v^{-0,4446}, \text{ sendo que } \bar{\Delta} = 15,6\%$$

Para se verificar a consistência das equações propostas e alcançar faixas mais abrangentes das variáveis, sugerimos os seguintes estudos que podem viabilizá-las, como:

a. procurar métodos para a medida direta da concentração volumétrica,  $\beta_v$ , como por exemplo, a atenuação radioativa e meios mecânicos.

b. obter resultados experimentais com partículas de natureza, isto é, propriedades físicas e geométricas, diferentes das utilizadas na literatura e em nosso trabalho.

c. determinação do coeficiente de troca média numa faixa mais larga de temperatura, visando aplicações que exijam tal faixa, tais como, combustão e pirólise.

d. procurar métodos que permitam a amostragem para a determinação da temperatura das partículas ao longo da seção de testes.

e. estabelecimento de métodos diferenciais da equação da energia para previsão dos perfis longitudinais da temperatura do gás e das partículas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS



1. CHUKANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material", Int J. Heat Mass Transfer 6, 691 - 701 (1963).
2. FREIRE, J.T., "Transferência de Calor em Meios Porosos" , Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, Agosto (1979).
3. RUDENBERG, R., Elektrotech. Z., 46, 1342 (1925).
4. KRAMERS, H., "Heat Transfer from Spheres to Flowing Media", Physica 12 61 (1946)
5. FRÖSLING N., Gerlands Geophys 1938 52 (112) 170.
6. ECKERT E.R.G. and DRAKE R.M., "Heat and Mass Transfer". McGraw - Hill, New York 1959
7. GORBIS Z.R., Izv. Akad. Nauk SSSR, OTN 1958 (9) 94
8. VAKHRUSHEV I.A., Trudy VNUNR, Moskva 1969
9. GORBIS Z.R., Energia, Moskva 1970
10. TAGANTSEVA T.D., Profizdat, Moskva 1958

11. CHUKANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material", Int J. Heat Mass Transfer 13, 1805-1817 (1970)
12. GALLOWAY, T.R. and SAGE, B.H., "Thermal and material transfer from spheres. Prediction of local transport", Int.J. Heat Mass Transfer 11, 523-537 (1968)
13. CHUKANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material", Int. J. Heat Mass Transfer 14, 337-351 (1971)
14. BANDROWSKI, J. and KACZMARZYK G., "Gas-to-Particle in Vertical Pneumatic Conveying of Granular Materials", Chemical Engineering Science 33, 1303 - 1310 (1978)
15. NAKAMURA K. and CAPES C.E., Can J. Chem Engng 51 31, 39 (1973)
16. BANDROWSKI, J. and KACZMARZYK G., "Gas-solid Heat Transfer Coefficient in Vertical Pneumatic Transport", International Chemical Engineering 20, 98-110 (1980)
17. SILVA da, M.G.C., "Dinâmica do Transporte Pneumático Vertical de Partículas", Tese Ms em Engenharia Química, UNICAMP/SP, Junho (1984)

18. ARASTOPOUR e GIDASPOW, D., "Vertical Pneumatic Conveying using four Hydrodynamic Models", Ind. Eng. Fundam; vol.18, 1979.
19. SANTANA, C.C., PEREIRA, J. e MASSARANI, G., Proceeding of 3<sup>d</sup> Int. Chem. Eng. Conference, p. 124, vol. I, (1981)
20. STEMERDING, S., "The Pneumatic Transport of Cracking Catalyst in Vertical Riser", Chemical Engineering Science, 17, pp. 599-608, Pergamon Press Ltd., London, (1962)
21. MASSARANI, G. e SANTANA, C.C., "Força Resistiva Sólido-Fluido em Sistemas Particulados de Porosidade Elevada", Revista Brasileira de Tecnologia, 11, (1980)
22. GALLERSHTAYN, D.M. e ELPERIM, I.T., Nauka i Teknika, Minsk, (1966)
23. BRAUER, H., Chemie Ing - Techn 44, p 865, (1972)
24. CHURCHILL, S.W. and USAGI, R., "A General Expression for the Correlation of Rates of Transfer and Other Phenomena", AIChE Journal 18, 6, 1121-1128 (1972).

APÉNDICE A

Nesta seção encontram-se os resultados experimentais obtidos por Bandrowski e Kaczmarzyk<sup>(16)</sup> para esferas de cerâmica com diversos diâmetros.

Nas Tabelas A.1 a A.6, encontram-se os dados básicos, obtidos através de métodos experimentais.

Nas Tabelas A.7 a A.12, encontram-se os dados calculados, obtidos através do modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana sem o fator de atrito sólidos-tubo.

Nas Tabelas A.13 a A.18, encontram-se os dados calculados, obtidos através do modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana com o fator de atrito sólidos-tubo proposto por Stemmerding<sup>(20)</sup>.

Nas Tabelas A.19 a A.24, encontram-se os dados calculados, obtidos através do modelo fluidodinâmico de Massarani e Santana com o fator de atrito sólidos-tubo proposto por da Silva<sup>(17)</sup>.

Tabela A.1. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 0,70$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	153,0	62,1	95,7	79,6	15,2	57,5
2	152,6	76,8	95,9	78,7	15,2	57,0
3	148,7	62,1	96,2	78,6	13,2	57,5
4	148,0	81,5	95,7	75,0	16,0	56,5
5	137,9	50,1	96,3	80,8	13,0	58,0
6	137,2	59,4	96,1	78,4	14,0	58,0
7	136,4	81,8	97,6	76,2	14,5	57,0
8	132,8	58,2	99,0	79,5	13,5	58,0
9	132,1	76,6	99,4	75,8	13,5	57,5
10	131,4	86,2	98,8	75,4	15,0	57,0
11	125,3	117,4	173,6	134,1	64,4	117,0
12	125,6	157,6	121,8	77,7	28,0	69,2
13	127,4	350,7	122,0	69,2	33,5	55,5
14	115,4	112,9	197,1	136,8	46,5	119,7
15	116,9	152,0	116,3	78,2	32,0	65,7
16	115,3	226,8	119,9	66,8	31,0	63,5
17	116,1	351,3	121,0	64,8	33,3	55,7
18	105,4	153,9	127,9	82,2	32,0	70,3
19	106,2	348,3	125,3	63,9	32,3	54,5
20	92,4	113,8	132,1	80,8	27,3	77,0
21	92,8	157,0	137,7	77,3	30,6	71,2
22	93,1	226,8	133,4	68,0	29,5	61,5
23	92,0	349,5	131,8	64,2	37,0	59,6

Tabela A.2. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 1,33$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	153,7	38,8	87,9	80,7	13,5	45,7
2	153,5	48,9	88,4	78,9	13,5	46,5
3	154,5	70,9	86,3	74,6	15,5	46,5
4	149,5	50,8	86,3	76,2	14,2	48,0
5	149,8	58,5	86,3	74,6	14,7	48,0
6	145,2	40,9	88,8	78,4	13,0	48,8
7	145,3	66,6	93,2	78,0	13,0	48,5
8	146,2	87,3	93,7	78,0	15,5	49,0
9	146,1	233,0	123,5	82,1	34,0	64,0
10	135,3	232,2	131,3	81,8	32,0	66,0
11	127,3	92,6	103,6	85,0	28,7	63,0
12	127,8	120,5	112,7	83,1	28,4	65,2
13	127,5	157,2	124,8	89,1	35,5	70,2
14	126,5	221,1	124,2	81,7	35,8	66,2
15	116,8	92,3	110,0	86,0	25,5	64,3
16	116,4	132,1	122,5	85,1	30,0	69,8
17	117,9	153,2	128,7	88,2	32,0	70,1
18	105,9	93,9	119,3	87,1	26,6	70,8
19	104,6	132,1	132,3	84,9	31,0	76,7
20	106,2	161,2	134,9	82,0	33,7	73,8
21	99,2	132,1	138,8	85,6	31,4	78,7
22	99,6	160,9	145,9	84,3	31,9	78,7

Tabela A.3. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 1,56$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	155,6	34,8	94,8	87,4	16,0	53,0
2	155,8	42,0	94,3	85,9	16,0	53,0
3	154,7	50,6	94,5	84,5	16,5	54,0
4	154,7	55,7	94,8	81,5	16,3	52,0
5	149,7	38,2	96,5	88,1	14,2	54,0
6	149,0	45,2	97,2	87,7	14,0	51,0
7	149,8	57,3	97,2	86,7	14,7	51,0
8	149,3	72,4	97,4	84,5	15,0	51,0
9	145,7	40,5	100,3	91,1	14,5	56,5
10	145,4	48,1	99,8	86,8	14,5	56,0
11	143,6	75,1	99,0	82,0	15,5	56,0
12	139,2	93,2	116,2	92,4	28,0	70,5
13	141,8	144,5	109,2	89,2	35,9	61,5
14	142,6	205,6	114,4	82,7	26,8	53,5
15	141,6	278,9	109,7	71,4	29,5	51,8
16	136,3	44,2	103,5	90,6	14,7	58,0
17	131,5	94,5	118,1	92,0	29,2	71,4
18	133,7	148,0	113,2	85,2	26,8	58,7
19	133,9	208,8	111,5	79,8	28,8	54,5
20	133,0	280,0	112,8	70,2	30,8	53,8
21	121,6	95,9	124,2	93,7	28,6	73,6
22	123,8	150,5	118,3	84,1	26,7	62,5
23	123,0	206,2	113,7	76,4	26,6	55,5
24	123,5	277,7	116,9	67,9	30,6	55,5
25	110,9	92,0	131,2	95,4	28,4	80,7
26	112,8	150,7	126,8	82,9	26,5	67,8
27	112,8	204,3	120,0	72,3	27,7	61,8
28	117,6	277,7	120,4	70,7	29,3	55,5



Tabela A.4. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 1,83$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	153,6	48,0	92,3	79,6	13,5	52,0
2	153,3	61,5	92,1	77,7	14,0	51,5
3	154,2	51,4	91,9	81,4	14,8	52,3
4	155,3	80,6	94,4	78,6	16,2	53,0
5	144,0	39,5	94,1	82,5	11,5	57,0
6	138,9	61,0	96,5	79,3	14,0	56,0
7	135,2	92,0	100,9	76,8	16,8	54,8
8	145,5	88,6	110,3	94,5	24,7	60,8
9	145,5	143,9	112,5	90,8	30,8	59,3
10	146,2	205,6	114,2	82,3	29,5	58,7
11	139,6	282,4	119,8	80,9	33,3	56,0
12	136,6	91,4	115,2	92,8	25,0	64,0
13	136,7	142,1	114,4	86,3	25,5	60,6
14	132,7	278,9	111,0	76,8	36,3	56,0
15	127,9	149,9	119,4	83,4	30,3	66,0
16	127,4	204,3	131,2	80,2	28,0	66,0
17	128,6	264,8	112,1	73,4	30,7	53,5
18	114,7	90,5	125,4	91,4	24,8	76,5
19	120,4	144,3	125,6	77,5	24,0	70,5
20	121,5	203,7	133,6	77,3	27,0	66,3
21	120,2	270,7	121,5	73,0	32,5	58,7

Tabela A.5. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 2,09$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	157,8	46,1	81,6	72,5	13,7	46,0
2	158,5	50,5	81,4	73,0	19,2	46,5
3	159,0	54,5	81,1	69,9	14,5	47,0
4	157,1	62,9	81,4	70,6	24,5	50,7
5	158,5	81,5	81,1	69,5	20,2	46,0
6	149,3	45,2	85,6	73,3	15,2	56,0
7	145,1	49,8	93,4	79,1	14,8	65,0
8	147,2	80,1	85,4	68,4	16,0	49,7
9	130,7	136,0	173,0	118,0	25,2	96,1
10	132,6	188,0	177,6	110,6	24,2	81,2
11	127,6	189,0	199,7	133,2	28,1	90,8
12	136,6	259,4	155,3	101,4	31,2	65,3
13	119,4	130,6	197,8	149,1	47,0	99,8
14	127,7	258,4	176,4	113,6	32,2	78,8
15	118,6	187,0	197,0	132,6	50,0	97,4
16	119,6	261,0	198,0	115,7	46,8	80,5

Tabela A.6. Resultados Experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk com cerâmica  $d_p = 2,56$  mm

Exp nº	$W_g$ (kg/m)	$W_s$ (kg/m)	T ar (°C)		T sólido (°C)	
			entrada	em 3,8 m	entrada	saída
1	153,5	76,8	113,4	101,8	31,0	60,3
2	149,6	91,0	120,8	104,2	25,3	64,5
3	149,8	137,8	122,3	96,5	25,5	60,3
4	155,0	143,5	105,0	86,4	25,8	50,7
5	154,6	201,5	105,0	83,2	32,9	53,9
6	168,1	199,7	102,0	83,3	34,5	53,3
7	146,4	77,8	113,2	94,5	25,0	65,5
8	141,4	92,9	124,9	101,4	26,0	72,6
9	141,2	138,7	128,5	95,8	29,3	69,5
10	145,6	143,5	113,1	86,2	27,1	58,5
11	140,7	192,4	101,0	69,2	26,7	54,3
12	145,6	200,1	93,8	70,0	27,2	53,0
13	136,0	73,6	116,8	93,4	25,0	75,6
14	136,4	93,5	129,0	98,5	27,0	79,5
15	131,8	76,4	122,5	93,2	27,7	78,7
16	133,8	90,2	132,0	98,5	27,2	81,5

Tabela A.7. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 0,70\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,34	8,38	0,30	224,2	562,7	12,9
15,28	8,40	0,36	222,2	491,0	11,3
14,89	8,00	0,31	222,5	370,2	13,1
14,74	7,91	0,48	222,4	463,1	10,7
13,85	6,93	0,27	222,0	486,6	11,2
13,73	6,87	0,34	221,5	486,3	11,2
13,65	6,83	0,48	220,6	429,0	9,9
13,37	6,50	0,36	219,8	477,8	10,9
13,24	6,42	0,47	219,8	458,2	10,5
13,15	6,35	0,54	219,8	403,4	9,3
14,88	7,48	0,62	177,6	492,6	9,8
13,04	6,17	1,02	208,7	468,8	10,5
13,08	6,31	2,21	210,1	231,9	5,2
14,14	6,64	0,68	171,2	518,2	10,0
12,06	5,22	1,16	210,2	312,9	7,0
11,75	4,98	1,81	212,1	397,0	9,0
11,85	5,12	2,73	211,7	210,6	4,8
11,10	4,22	1,45	204,1	252,1	5,5
10,89	4,15	3,34	209,9	163,4	3,7
9,77	2,88	1,57	203,1	303,9	6,7
9,84	2,96	2,11	201,9	230,9	5,1
9,72	2,92	3,09	205,7	171,7	3,8
9,55	2,81	4,94	206,5	129,2	2,9

Tabela A.8. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 1,33\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$v_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,16	5,70	0,27	588,9	448,9	19,8
15,20	5,81	0,34	586,6	496,4	21,9
15,18	5,89	0,48	589,3	472,4	21,0
14,72	5,38	0,37	589,3	498,1	22,1
14,72	5,41	0,43	590,2	517,5	23,0
14,38	4,99	0,33	586,6	543,4	23,9
14,50	5,15	0,51	578,1	491,2	21,6
14,58	5,26	0,66	575,8	405,3	17,8
15,29	5,84	1,59	538,2	496,2	20,9
14,31	4,82	1,91	530,9	447,8	18,7
13,02	3,65	1,01	555,5	315,8	13,9
13,19	3,79	1,26	547,7	404,9	17,3
13,48	3,98	1,57	530,8	370,8	15,5
13,24	3,81	2,30	535,9	323,3	13,6
12,05	2,65	1,38	547,1	254,5	10,8
12,20	2,76	1,90	535,4	309,0	13,0
12,54	3,04	2,00	527,2	295,7	12,3
11,09	1,67	2,24	535,5	201,1	8,5
11,14	1,68	3,12	524,8	249,4	10,4
11,30	1,84	3,48	524,6	253,8	10,6
10,68	1,21	4,35	517,0	192,9	7,9
10,81	1,31	4,88	511,6	203,5	8,3

Tabela A.9. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 1,56\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$ )	$Nu_{exp}$
15,74	5,39	0,26	730,5	567,7	28,8
15,73	5,45	0,31	729,5	553,3	28,1
15,60	5,36	0,38	728,5	552,7	28,2
15,54	5,34	0,42	730,7	672,8	34,4
15,21	4,91	0,31	722,9	505,8	25,6
15,14	4,87	0,37	720,6	457,7	23,2
15,19	4,96	0,46	719,4	417,6	21,2
15,12	4,94	0,58	718,9	414,4	21,1
14,95	4,61	0,35	713,4	461,9	23,2
14,81	4,55	0,42	716,8	570,4	28,8
14,52	4,37	0,68	718,6	492,6	25,0
14,62	4,31	0,86	684,1	552,1	27,2
14,70	4,49	1,28	692,9	322,7	16,1
14,75	4,58	1,78	692,4	324,7	16,2
14,33	4,30	2,58	710,2	332,3	16,9
14,04	3,76	0,47	705,3	456,2	22,8
13,82	3,53	1,07	680,4	468,7	23,0
14,58	4,12	1,43	674,4	351,8	17,5
13,75	3,65	2,27	697,8	262,0	13,1
13,50	3,48	3,20	706,1	295,0	14,9
12,93	2,61	1,46	670,3	359,0	17,5
12,91	2,73	2,19	685,0	271,6	13,4
12,63	2,57	3,19	697,3	211,0	10,6
12,59	2,59	4,25	701,6	253,9	12,9
11,93	1,59	2,30	658,3	259,8	12,5
11,88	1,69	3,55	673,9	211,0	10,4
11,62	1,59	5,10	690,9	190,5	9,6
12,12	2,11	5,23	692,2	179,3	9,0

Tabela A.10. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 1,83\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_V \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sq}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,34	4,35	0,44	933,3	728,9	44,0
15,26	4,34	0,56	932,1	656,8	39,7
15,40	4,42	0,46	929,9	564,9	34,0
15,51	4,59	0,70	925,2	593,5	35,7
14,46	3,46	0,46	924,5	602,0	36,1
13,94	3,03	0,80	918,5	509,5	30,6
13,63	2,74	1,34	911,8	420,3	25,1
15,19	4,06	0,87	873,8	380,1	22,0
15,17	4,09	1,40	872,4	342,2	19,9
15,12	4,12	1,98	871,0	392,4	22,9
14,55	3,56	3,15	869,9	278,6	16,2
14,31	3,19	1,14	866,9	398,3	23,0
14,23	3,19	1,77	873,9	340,4	19,8
13,58	2,73	3,96	888,9	217,0	12,9
12,63	1,93	3,09	891,3	271,2	15,8
13,46	2,41	3,38	854,6	342,9	19,7
13,12	2,30	4,58	889,8	198,3	11,7
12,21	1,12	3,21	847,3	216,4	12,4
12,57	1,58	3,62	865,1	360,4	20,9
12,85	1,84	4,40	852,8	295,4	17,0
12,46	1,62	6,63	871,4	171,9	10,1

Tabela A.11. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 2,09\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$ )	$Nu_{exp}$
15,26	3,73	0,49	1175,6	603,5	42,5
15,34	3,81	0,53	1173,7	550,4	38,5
15,28	3,82	0,57	1181,4	698,8	49,3
15,11	3,66	0,68	1176,0	639,6	45,2
15,20	3,79	0,85	1177,5	498,4	35,2
14,63	3,07	0,59	1158,7	751,0	52,5
14,03	2,58	0,77	1169,1	656,0	45,1
14,24	2,83	1,13	1165,5	521,0	36,7
15,24	2,76	1,96	925,9	511,6	30,8
15,41	2,98	2,51	928,0	432,8	26,1
15,61	2,85	2,63	870,2	321,4	18,5
15,27	3,11	3,32	971,1	285,1	17,8
14,87	2,02	2,57	853,3	229,9	13,1
14,92	2,53	4,06	921,2	235,9	14,2
14,47	1,80	4,12	876,9	218,0	12,6
14,37	1,86	5,59	886,5	203,6	12,0



Tabela A.12. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana sem  $f_s$  para cerâmica  $d_p = 2,56\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $\text{W}/\text{m}^2\text{OC}$ )	$Nu_{exp}$
16,24	3,00	1,01	1419,3	328,9	26,4
16,06	2,77	1,30	1394,1	335,5	26,6
15,95	2,75	1,99	1403,4	352,4	28,1
15,93	2,97	1,92	1468,6	307,0	25,3
15,80	2,91	2,76	1472,4	286,7	23,7
17,11	4,20	1,89	1485,1	401,5	33,4
15,37	2,24	1,38	1432,6	416,5	33,6
15,21	1,95	1,89	1386,9	345,9	27,4
15,14	1,94	2,83	1386,8	331,9	26,3
15,11	2,12	2,70	1444,8	314,9	25,7
14,08	1,44	5,31	1508,1	254,1	21,5
14,51	1,84	4,31	1515,6	284,8	24,1
14,33	1,23	2,36	1420,5	333,8	26,9
14,70	1,46	2,55	1381,3	370,5	29,3
13,99	0,89	3,41	1403,9	295,9	23,7
14,49	1,24	2,90	1372,8	359,2	28,3

Tabela A.13. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 0,70\text{mm}$

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,34	6,94	0,36	270,5	466,2	10,7
15,29	6,93	0,44	269,6	405,2	9,3
14,89	6,62	0,37	267,0	471,8	10,8
14,74	6,59	0,58	265,4	385,9	8,9
13,85	5,85	0,34	256,7	410,7	9,4
13,73	5,81	0,41	256,0	410,8	9,5
13,65	5,77	0,56	254,9	362,3	8,3
13,38	5,52	0,42	251,2	405,8	9,3
13,24	5,46	0,56	250,8	389,7	8,9
13,15	5,41	0,63	250,1	343,9	7,9
14,88	6,18	0,75	208,8	407,1	3,1
13,04	5,27	1,19	235,9	400,7	8,9
13,09	5,39	2,59	238,8	198,1	4,5
14,14	5,56	0,81	195,7	434,5	8,4
12,06	4,55	1,33	230,9	272,8	6,1
11,75	4,37	2,06	231,5	347,9	7,9
11,86	4,48	3,12	231,9	184,2	4,2
11,10	3,75	1,63	218,1	108,2	2,4
10,89	3,70	3,74	223,9	145,9	3,3
9,77	2,65	1,71	210,1	279,0	6,1
9,84	2,71	2,30	209,2	211,7	4,6
9,72	2,68	3,36	212,9	157,8	3,5
9,56	2,60	5,35	213,3	119,3	2,7

Tabela A.14. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 1,33$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,16	4,72	0,33	649,5	372,2	16,4
15,21	4,79	0,41	650,3	409,2	18,0
15,18	4,85	0,58	655,0	389,3	17,3
14,72	4,50	0,45	645,4	416,0	18,4
14,72	4,52	0,52	646,6	432,6	19,2
14,38	4,20	0,39	635,7	457,9	20,2
14,50	4,33	0,61	629,0	412,8	18,1
14,58	4,41	0,79	628,4	133,4	5,9
15,30	4,81	1,93	597,3	408,4	17,2
14,31	4,07	2,27	573,1	378,2	15,8
13,02	3,19	1,15	583,0	275,9	12,1
13,20	3,30	1,45	576,6	352,1	15,0
13,48	3,44	1,82	561,2	320,4	13,4
13,24	3,31	2,65	564,6	281,0	11,8
12,05	2,39	1,53	562,3	229,4	9,7
12,20	2,48	2,12	551,4	277,6	11,6
12,54	2,71	2,25	546,0	263,1	10,9
11,09	1,56	2,40	541,8	187,9	7,9
11,15	1,57	3,34	531,0	233,0	9,7
11,30	1,71	3,74	532,0	235,9	9,8
10,68	1,15	4,56	520,2	184,0	7,6
10,81	1,24	5,14	515,3	193,3	7,9

Tabela A.15. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 1,56$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,74	4,44	0,31	797,8	467,6	23,8
15,73	4,49	0,37	797,9	455,6	23,1
15,60	4,42	0,46	795,5	455,8	23,2
15,54	4,42	0,50	796,7	556,9	28,5
15,21	4,10	0,37	779,7	422,6	21,4
15,14	4,07	0,44	776,9	382,4	19,4
15,19	4,15	0,55	777,1	348,8	17,7
15,12	4,12	0,70	777,0	345,6	17,6
14,95	3,88	0,42	763,9	388,8	19,5
14,81	3,84	0,50	766,4	481,9	24,3
14,52	3,71	0,81	765,9	417,6	21,2
14,63	3,65	1,01	727,8	468,0	23,0
14,70	3,79	1,51	741,0	272,1	13,6
14,76	3,86	2,12	742,0	273,4	13,6
14,33	3,66	3,03	756,0	282,8	14,4
14,04	3,24	0,54	741,0	393,2	19,7
13,82	3,06	1,23	711,4	406,7	19,9
13,74	5,27	1,12	675,4	450,1	22,4
13,76	3,16	2,62	731,7	227,1	11,4
13,50	3,04	3,66	737,5	257,7	13,1
12,94	2,34	1,63	688,1	321,5	15,7
12,92	2,44	2,45	704,8	242,6	12,0
12,64	2,31	3,54	715,3	190,0	9,6
12,60	2,34	4,72	720,0	228,8	11,6
11,93	1,48	2,47	665,4	242,1	11,7
11,80	1,57	3,81	681,9	196,4	9,7
11,62	1,49	5,44	698,1	178,5	9,0
12,13	1,93	5,70	704,4	164,7	8,3

Tabela A.16. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 1,83$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,34	3,66	0,52	992,3	612,9	37,0
15,26	3,64	0,67	991,9	551,1	33,3
15,41	3,71	0,55	990,0	474,2	28,5
15,51	3,82	0,84	990,2	494,5	29,8
14,46	2,99	0,53	963,6	521,1	31,3
13,95	2,66	0,91	950,0	446,9	26,8
13,63	2,43	1,51	938,0	372,7	22,3
15,19	3,43	1,03	923,6	320,9	18,6
15,17	3,45	1,66	922,8	289,0	16,8
15,12	3,48	2,35	913,1	331,7	19,4
14,55	3,07	3,65	909,4	240,1	14,0
14,32	2,77	1,31	899,3	346,7	20,0
14,23	2,78	2,03	906,9	296,4	17,3
13,59	2,43	4,45	913,9	193,1	11,4
12,63	1,77	3,36	904,8	248,9	14,5
13,46	2,16	3,76	873,9	308,1	17,7
13,13	2,08	5,06	908,1	179,6	10,6
12,21	1,06	3,40	851,7	205,6	11,8
12,57	1,47	3,89	874,0	335,5	19,5
12,86	1,69	4,78	864,3	272,2	15,7
12,46	1,52	7,10	880,5	160,5	9,4

Tabela A.17. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Maszarani e Santana com  $f_{sg}$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 2,09$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$v_g \times 10^3$ (m <sup>3</sup> m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$\dot{E}_{sg}$ (W m <sup>-2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,26	3,17	0,58	1232,4	513,6	36,1
15,34	3,24	0,62	1232,9	466,8	32,6
15,28	3,24	0,67	1241,1	593,1	41,9
15,11	3,12	0,80	1231,5	545,5	38,5
15,20	3,22	1,00	1236,6	423,5	29,9
14,63	2,67	0,67	1198,3	654,4	45,7
14,03	2,29	0,86	1198,8	582,4	40,0
14,25	2,48	1,28	1200,4	458,2	32,2
15,24	2,41	2,24	952,1	447,0	26,9
15,42	2,58	2,89	957,9	375,4	22,7
15,61	2,48	3,02	896,0	279,5	16,1
15,28	2,69	3,83	1004,9	246,9	15,5
14,88	1,82	2,86	866,8	207,1	11,8
14,93	2,24	4,58	943,2	209,1	12,6
14,48	1,65	4,51	888,0	199,2	11,5
14,42	1,73	6,00	898,9	190,2	11,1

Tabela A.18. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por Stemerding para cerâmica  $d_p = 2,56$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
16,24	2,58	1,18	1464,8	282,8	22,7
16,07	2,41	1,50	1433,1	290,9	23,1
15,95	2,39	2,29	1422,2	306,4	24,4
15,94	2,56	2,23	1515,3	264,9	21,8
15,81	2,52	3,18	1517,3	248,5	20,5
17,12	3,47	2,29	1570,7	331,1	27,5
15,37	1,99	1,55	1459,9	370,2	29,9
15,21	1,76	2,10	1407,5	311,5	24,7
15,15	1,76	3,14	1407,1	299,7	23,8
15,12	1,90	3,01	1469,7	282,3	23,0
14,07	1,34	5,70	1520,3	236,9	20,0
14,51	1,68	4,73	1535,7	259,9	22,0
14,34	1,15	2,53	1429,4	312,3	25,1
14,70	1,35	2,75	1393,2	342,5	27,1
13,99	0,85	3,57	1408,4	282,5	22,7
14,49	1,16	3,10	1381,4	336,0	26,5

Tabela A.19. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 0,70$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$S_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,34	4,47	0,55	350,2	300,3	6,9
15,29	4,46	0,68	349,2	261,2	6,0
14,90	4,26	0,58	343,0	304,0	7,0
14,74	4,24	0,90	342,4	248,0	5,7
13,85	3,77	0,53	323,7	264,2	6,1
13,74	3,73	0,63	323,2	263,8	6,1
13,65	3,71	0,88	321,6	233,1	5,4
13,38	3,54	0,65	314,4	260,6	5,9
13,25	3,51	0,87	313,7	250,6	5,7
13,16	3,48	0,98	312,6	221,2	5,1
14,88	3,91	1,19	263,6	257,4	5,1
13,05	3,36	1,87	294,2	255,7	5,7
13,11	3,43	4,08	300,2	125,9	2,8
14,15	3,50	1,29	242,9	273,2	5,3
12,07	2,92	2,07	281,4	174,9	3,9
11,76	2,80	3,23	280,9	223,4	5,1
11,88	2,87	4,89	283,1	118,1	2,7
11,11	2,42	2,53	257,7	69,9	1,5
10,91	2,40	5,81	265,2	94,5	2,1
9,78	1,76	2,57	236,3	186,1	4,1
9,85	1,80	3,48	236,4	140,3	3,1
9,74	1,78	5,09	240,7	104,7	2,3
9,58	1,74	8,05	240,3	79,9	1,8



Tabela A.20. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 1,33$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ ( $m^3/m^3$ )	$Re_p$	$h_{sg}$ ( $W/m^2 \cdot ^\circ C$ )	$Nu_{exp}$
15,16	2,78	0,56	770,3	219,4	9,7
15,21	2,82	0,69	773,6	240,8	10,6
15,19	2,85	0,99	782,2	228,7	10,2
14,72	2,64	0,76	762,6	244,6	10,8
14,73	2,66	0,88	765,2	254,0	11,3
14,38	2,48	0,66	743,6	269,8	11,9
14,51	2,53	1,05	740,7	241,2	10,6
14,59	2,57	1,35	742,3	77,8	3,4
15,32	2,76	3,36	714,9	234,8	9,9
14,33	2,33	3,97	671,7	216,7	9,0
13,03	1,86	1,98	661,9	161,4	7,1
13,21	1,92	2,50	657,6	205,1	8,7
13,50	1,99	3,15	642,9	185,6	7,7
13,27	1,92	4,59	645,3	162,9	6,8
12,06	1,42	2,59	619,8	135,9	5,8
12,22	1,46	3,61	610,0	163,7	6,9
12,56	1,58	3,88	609,8	153,4	6,4
11,11	0,96	3,91	576,8	115,7	4,9
11,17	0,96	5,49	566,1	142,8	5,9
11,33	1,04	6,21	571,0	142,9	5,9
10,71	0,73	7,27	544,9	116,2	4,8
10,84	0,77	8,35	542,6	119,9	4,9

Tabela A.21. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 1,56$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,74	2,53	0,55	932,9	266,6	13,5
15,73	2,54	0,66	936,1	258,3	13,1
15,60	2,51	0,81	932,2	258,4	13,2
15,55	2,50	0,89	934,9	314,6	16,1
15,21	2,32	0,65	904,9	239,1	12,1
15,15	2,29	0,79	901,8	215,7	10,9
15,20	2,33	0,98	905,2	196,0	9,9
15,13	2,31	1,24	905,3	194,0	9,8
14,95	2,19	0,74	881,1	219,4	11,0
14,82	2,17	0,88	883,8	271,8	13,7
14,53	2,09	1,43	881,4	234,9	11,9
14,64	2,05	1,81	834,9	262,7	12,9
14,72	2,12	2,71	855,3	152,4	7,6
14,78	2,14	3,82	860,4	151,9	7,6
14,39	2,05	5,44	872,7	158,2	8,0
14,05	1,83	0,96	838,4	221,7	11,1
13,84	1,72	2,19	800,6	229,1	11,2
13,77	2,26	2,61	827,7	192,9	9,6
13,79	1,77	4,71	830,0	126,9	6,4
13,54	1,70	6,57	834,3	144,5	7,3
12,95	1,33	2,88	755,1	182,1	8,9
12,94	1,37	4,39	778,5	136,1	6,7
12,67	1,30	6,36	788,0	106,6	5,4
12,64	1,32	8,44	794,8	129,0	6,5
11,95	0,86	4,26	706,1	141,0	6,8
11,91	0,90	6,73	728,8	111,9	5,5
11,67	0,85	9,65	745,7	101,7	5,1
12,18	1,08	10,28	767,0	92,2	4,6

Tabela A.22. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 1,83$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,35	2,00	0,95	1133,4	335,7	20,3
15,27	1,99	1,23	1133,5	301,3	18,2
15,42	2,03	1,01	1132,8	259,3	15,6
15,52	2,09	1,54	1138,1	269,9	16,2
14,47	1,64	0,96	1077,7	285,6	17,1
13,96	1,44	1,68	1053,1	242,5	14,6
13,65	1,31	2,81	1033,5	200,5	12,0
15,21	1,85	1,91	1048,6	172,9	10,0
15,19	1,86	3,09	1050,1	155,5	9,0
15,14	2,19	3,75	1036,5	208,5	12,2
14,60	1,64	6,89	1028,4	128,2	7,5
14,33	1,49	2,44	1000,5	186,3	10,8
14,26	1,49	3,82	1011,2	158,5	9,2
13,64	1,31	8,32	1009,7	104,2	6,2
12,66	1,03	5,79	968,6	145,5	8,5
13,51	1,14	7,21	956,9	161,7	9,3
13,19	1,11	9,59	992,9	95,6	5,7
12,26	0,50	7,21	897,9	97,2	5,6
12,62	0,76	7,56	933,5	174,0	10,2
12,92	0,85	9,57	934,1	137,2	7,9
12,56	0,74	14,85	950,9	77,9	4,6

Tabela A.23. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 2,09$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
15,27	1,71	1,07	1382,8	276,1	19,4
15,35	1,74	1,16	1386,5	250,4	17,5
15,29	1,74	1,24	1396,2	319,2	22,5
15,12	1,69	1,49	1380,3	294,4	20,8
15,22	1,73	1,87	1391,8	227,5	16,1
14,64	1,43	1,26	1323,5	350,4	24,5
14,04	1,27	1,55	1303,3	323,9	22,3
14,26	1,32	2,42	1321,1	243,3	17,1
15,28	1,18	4,61	1046,5	218,3	13,1
15,47	1,21	6,21	1064,0	175,9	10,6
15,67	1,12	6,75	992,9	126,1	7,3
15,34	1,29	8,05	1121,9	118,4	7,4
14,95	0,69	7,59	946,4	78,5	4,5
15,02	0,95	10,88	1045,8	89,1	5,4
14,58	0,65	11,57	964,0	78,6	4,5
14,51	0,86	12,21	966,8	94,6	5,6

Tabela A.24. Resultados experimentais de Bandrowski e Kaczmarzyk calculados com o modelo fluidodinâmico de Masarani e Santana com  $f_s$  proposto por da Silva para cerâmica  $d_p = 2,56$  mm

$u_g$ (m/s)	$v_s$ (m/s)	$\beta_v \times 10^3$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$Re_p$	$h_{sg}$ (W/m <sup>2</sup> °C)	$Nu_{exp}$
16,26	1,22	2,50	1613,2	133,6	10,7
16,09	1,09	3,33	1574,3	131,7	10,4
15,99	1,07	5,17	1588,2	136,5	10,9
15,98	1,19	4,81	1675,3	123,1	10,1
15,86	1,19	6,77	1675,3	117,5	9,7
17,16	1,72	4,64	1776,2	164,2	13,6
15,40	0,88	3,54	1584,6	163,1	13,2
15,27	0,64	5,78	1529,7	114,0	9,0
15,28	0,46	12,16	1557,7	78,3	6,2
15,19	0,73	7,83	1607,0	109,3	8,9
14,16	0,70	11,07	1606,0	123,2	10,4
14,69	0,47	17,20	1702,2	72,7	6,2
14,37	0,57	5,14	1496,8	154,3	12,4
14,75	0,62	5,99	1473,8	158,4	12,5
14,02	0,53	5,71	1445,3	177,9	14,3
14,53	0,64	5,62	1438,7	186,2	14,7