

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS E AGRÍCOLA

TRANSPORTE PNEUMÁTICO HORIZONTAL
DE SOJA

Wilson Abel de Oliveira Sobrinho
Engenheiro de Alimentos - UNICAMP

ORIENTADOR:
Dr. André Tosello

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola da Universidade Estadual de Campinas, para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Alimentos.



T/UNICAMP
OL4t
BCCL

ÍNDICE

	Página
RESUMO	
SUMMARY	
NOMENCLATURA	1
INTRODUÇÃO	3
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
MÉTODO E MATERIAIS	15
RESULTADOS E DISCUSSÃO	29
CONCLUSÕES	38
TABELA I	39
TABELA II	42
ANEXO I	43
ANEXO II	48
BIBLIOGRAFIA	52

RESUMO

Estudou-se o escoamento no transporte pneumático horizontal de soja, variedade Santa Rosa, numa tubulação de 0,0983m de diâmetro interno, para uma relação de vazão de massa de sólidos/vazão de massa total entre 0,29 e 0,76.

A partir das determinações experimentais foram correlacionados em uma função potencial o número de Euler e a relação de vazão acima citada, obtendo-se um desvio médio de 8,1% e um máximo de aproximadamente $\pm 18,0\%$.

Quando foram consideradas duas faixas, para os pontos da regressão linear, os desvios médios foram de 5,3% e 6,9% com os máximos, respectivos, de aproximadamente $\pm 11,5\%$ e $\pm 12,5\%$.

Os coeficientes de regressão para as três equações, na ordem citada, foram de : 0,990; 0,994 e 0,993.

A análise dos erros experimentais mostrou que os dados eram reproduzíveis na faixa de $\pm 13,0\%$.

SUMMARY

The flow of soybeans of the Santa Rosa variety was studied during pneumatic transport in a circular duct of 0.0983 meters inside diameter, covering a solid flow/total flow mass ratio between 0.29 and 0.76.

From the experimental data, this mass ratio was correlated with the Euler number through a power function. An average deviation of 8.1% was obtained, the maximum being about $\pm 18.0\%$.

When the linear regression points were fitted into two separate ranges, the average deviations were 5.3% and 6.9%, the maxima being about $\pm 11.5\%$ and $\pm 12.5\%$.

The regression coefficients for the three equations were 0.990, 0.994 and 0.993, respectively.

The analysis of experimental errors showed that the experimental data were reproducible within $\pm 13.0\%$.

NOMENCLATURA

- A - área transversal da tubulação - m^2
- b, b_1 , b_2 - constantes
- D - diâmetro interno da tubulação - m
- f_g - fator de fricção do gás
- f'_g - fator de fricção do gás sem considerar $\Delta z/D$
- f_m - fator de fricção da mistura
- f'_m - fator de fricção da mistura sem considerar $\Delta z/D$
- f_s - fator de fricção do sólido
- f'_s - fator de fricção sem considerar $\Delta z/D$
- f_{sl} - fator de fricção do sólido como definido por Jotaki e Mori (21)
- M^* - adimensional de massa - $\frac{M_s}{M_s + M_g}$
- M_s , M_{s1} - vazão de massa do sólido - kg/s
- M_g - vazão de massa do gás - kg/s
- M - peso molecular do ar - kg/k mol
- m - massa de ar - kg
- n - constantes usadas para expoentes
- P_b - pressão barométrica - mm Hg
- P_d - pressão dinâmica - $\frac{1}{2} v^2 \rho_g$ - N/m^2

INTRODUÇÃO

O Brasil é hoje um dos maiores produtores de soja do mundo. Isto tem levado os centros de pesquisa, ligados a ela, a desenvolverem trabalhos científicos onde alguns dos objetivos têm sido, como vêm mostrando as mais diferentes pesquisas realizadas pela F.E.A. - UNICAMP, o seu processamento para obtenção do leite da farinha texturizada, isolados proteicos e outros e daí a sua utilização com inúmeras finalidades.

Outra área de pesquisa importante para a soja é a do armazenamento advindo, portanto, estudos de secagem, propriedades físico-mecânicas e aerodinâmicas dos grãos.

Tanto na área de processamento quanto na de armazenamento a soja tem de ser transportada. O objetivo básico do trabalho que procuramos realizar é uma contribuição para o estudo do transporte pneumático horizontal de soja.

A "British Hydromechanics Research Association" (31) publicou uma extensiva bibliografia com cerca de 950 trabalhos sobre o transporte pneumático de sólidos em tubos, dentre os quais somente dois se referem à soja. O prefaciador desta compilação ressaltou dois aspectos que julgamos importante repetir:

primeiro - o grande número de variáveis envolvidas em termos das características do sólido, da relação massa de sólidos/massa de gás e da configuração do fluxo no escoamento bifásico.

segundo - só recentemente os trabalhos de pesquisa têm se voltado para a resolução de problemas de uso industrial, visando à redução do consumo de energia através da utilização de sistemas onde a relação massa de sólido/massa de ar transportada é maior que as anteriormente estudadas.

Estes aspectos estavam de acordo com Duckworth (11) que afirma não ser fácil deduzir-se uma fórmula racional aplicável a to

Julgava, ainda, ser mais efetivo se escolher um ou dois parâmetros facilmente mensuráveis, que influenciassem os resultados, obtendo-se uma fórmula simples para a condição do trabalho.

Estas observações visam completar e dar força ao objetivo primeiro ao qual nos propomos, qual seja: estudar a influência da vazão de massa de sólidos (M_s), aqui tomada na forma adimensional: vazão de massa de sólidos/vazão de massa total

$$M^* = \frac{M_s}{M_s + M_g}$$

numa variável de importância econômica, que é a perda de pressão estática, na forma do número de Euler:

$$Eu = \frac{\Delta P}{\frac{1}{2}v_g^2 \cdot \rho_g}$$

no escoamento horizontal bifásico soja-ar.

O levantamento das pesquisas realizadas só veio confirmar, como mostraremos no capítulo da revisão bibliográfica, em primeiro lugar a importância das variáveis escolhidas para este trabalho que, incondicionalmente, quase todos os autores pesquisaram nas mais diversas condições de fluxo para diferentes sólidos, e em segundo lugar a impossibilidade de generalização de tratamento e da utilização de parâmetros de outros sistemas gás-sólido.

Muitas são as dificuldades encontradas para o estabelecimento de modelo adimensional que represente de uma maneira geral o transporte pneumático, tendo mesmo sido afirmado, como fez Kraus (23), poder ser este uma "art".

No entanto, tentamos estabelecer um modelo adimensional através da tomada de três dados fundamentais: a perda de pressão estática num trecho da tubulação horizontal (Δp_T), a velocidade do ar no escoamento (v_g) e a vazão de massa (M_s) da soja transportada. Tal modelo é explicado no capítulo "Método e Materiais", que descreve o fenômeno quantitativamente. Ademais, pelo tipo de montagem da

tubulação utilizada foi possível reproduzir e diferenciar alguns aspectos qualitativos do fluxo soja-ar.

A soja utilizada para o transporte neste trabalho é da variedade Santa Rosa, que representa 70% da produção brasileira, e foi tomada sem qualquer classificação prévia por tamanho, isto é, como se denomina comumente "bica corrida".

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1 - Conceitos Básicos

1.1. - Classificação das misturas complexas

O transporte pneumático de sólidos classifica-se como u ma "mistura complexa" (Govier e Aziz - 16), que por sua vez é descrita como qualquer mistura multifásica envolvendo dois ou mais fluidos, ou um fluido e um sólido, que possam escoar. Este conceito erigido pelos autores acima referidos estende-se tam - bém aos fluidos não-newtonianos.

Os mesmos autores distinguem, ainda, o comportamento do fluxo da mistura e apresentam uma classificação baseados nesse comportamento, na multifase e no tipo de dispersão que pode ha - ver:

- a) quando há um fluido único escoando em uma tubula - ção seu comportamento é verdadeiramente homogêneo.
- b) as misturas multifásicas (gás-líquido, gás-sólido, líquido-sólido e líquido-líquido), quando escoam, têm um compor - tamento heterogêneo, pois há uma variação de concentração das fases. Essas misturas podem, ainda, ser classificadas em dis - persões finas, dispersões grossas, misturas macroscópicas e es - tratificada.

Durand e Condolios (12) foram, provavelmente, os primei - ros a classificar o comportamento do fluxo de partículas rígi - das, segundo o seu tamanho:

1 - partículas ultrafinas: ≤ 10 micra - quase sempre transportadas totalmente suspensas, com os efeitos da gravidade negligenciados.

2 - partículas finas: entre 10 e 100 micra - usualmente carregadas totalmente suspensas pelo fluido, porém podem ser en - contrados gradientes de concentração, devido aos efeitos da gra - vidade.

3 - partículas médias: entre 100 e 1000 micra - podem

dientes de concentração na secção do tubo.

4 - partículas grossas ("coarse particles"): entre 1000 e 10000 micra - raramente são totalmente suspensas, e com frequência formam um depósito móvel na parte baixa do tubo.

5 - partículas muito grossas ("ultra coarse particles"): maiores que 10000 micra - não são suspensas a velocidades normais, a não ser as muito leves; podem ser transportadas por um fluido, mas sempre haverá um leito móvel na parte baixa do duto.

A classificação do comportamento do fluxo como a fizeram Durand e Condolios (12) somente através do tamanho da partícula parece ser a limitação maior da ordenação proposta pelos autores, enquanto que a de Govier e Aziz (16), apesar de meramente qualitativa, evidencia a necessidade da experimentação ao se descrever o comportamento do fluxo, como o fizeram Newitt e col. (27).

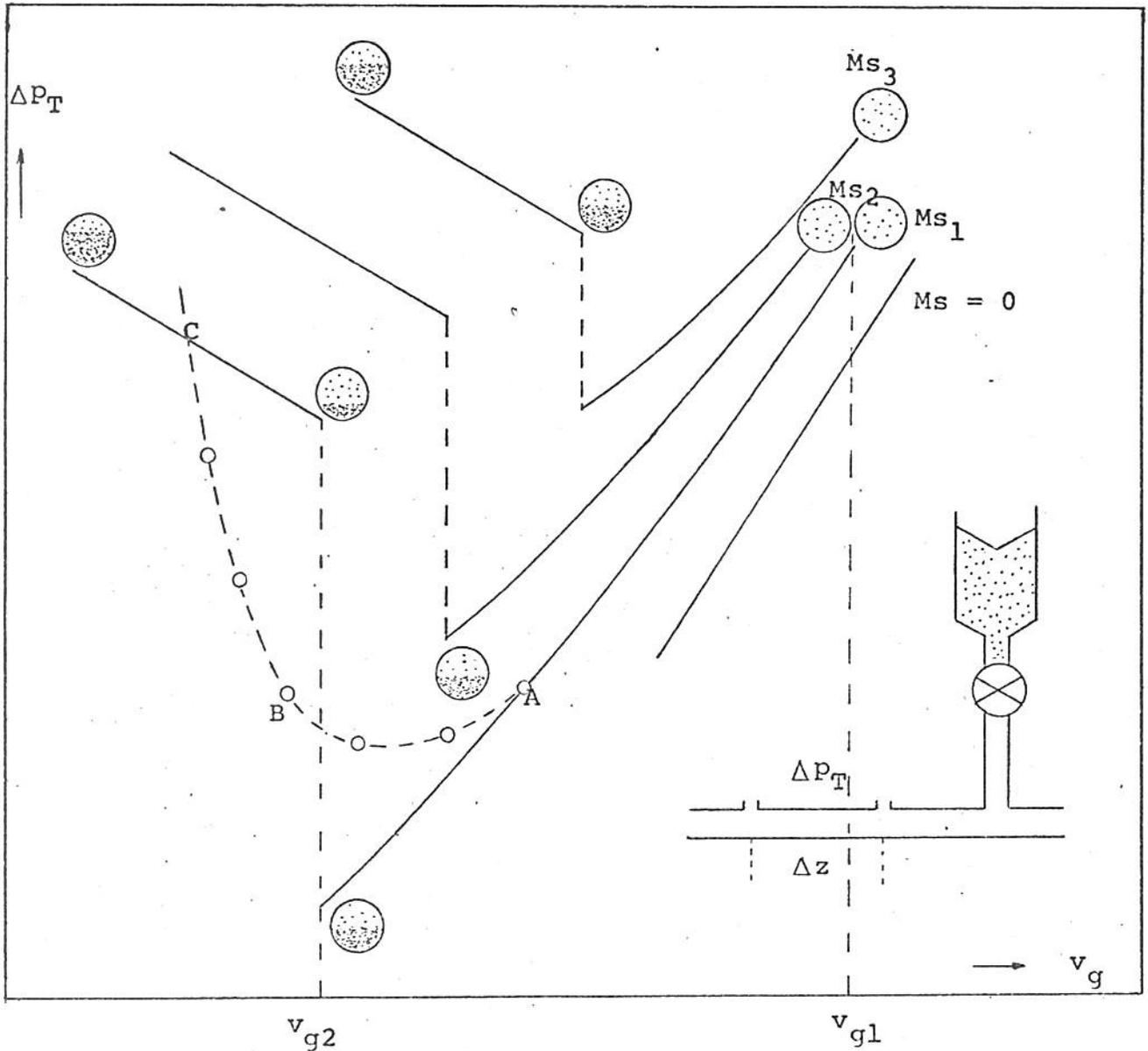
1.2. - Fluxo da Mistura Gás-Sólido em Tubos

O primeiro pesquisador, provavelmente, que estudou e estabeleceu o que chamaremos, daqui em diante, diagrama básico, para o fluxo da mistura gás-sólido foi Zenz (36). O autor esquemmatizou, como é mostrado na figura I, a perda de pressão estática na vertical e a velocidade média do gás na horizontal, tendo como parâmetro a vazão de sólidos em unidade de massa por unidade de tempo.

Considerando as descrições de Boothroyd (06), Govier e Aziz (16) e Wen e Galli (34) para a figura à frente, temos que a uma vazão de sólidos, M_s , se a velocidade do ar é superior a v_{g1} haverá um fluxo simétrico da suspensão, sendo que esta comportar-se-á como um verdadeiro fluido, com a linha de gradiente de pressão tornando-se aproximadamente paralela à de $M_s = 0$. A suspensão torna-se assimétrica ao diminuirmos a velocidade do gás, até o valor v_{g2} , quando então se inicia a deposição das partículas na parte inferior do duto.

Figura I

Diagrama Básico



Os conceitos dessas velocidades de transição são aplicáveis diretamente quando a dispersão do tamanho das partículas não é grande. A obtenção do valor v_{g2} só poderá se dar quando a aproximação for assintótica, para não se obter uma curva do tipo ABC, característica do escoamento gás-sólido vertical.

No mesmo trabalho Zenz (36) faz esta constatação, confirmada posteriormente por Boothroyd (06), onde mostra a impossibilidade da extrapolação de dados do transporte vertical para o ho

Este trabalho de Zenz (37) com diferentes sólidos de tamanho variado veio contribuir muito para a determinação de v_{g2} e, como notam Govier e Aziz (16), embora haja alguma confusão na nomenclatura e certa diversidade de interpretação, a velocidade v_{g2} está bem estabelecida e coincide com a que ocorre à mínima queda de pressão.

Podemos interpretar, como Boothroyd (06), que o aumento do gradiente de pressão para velocidades médias do gás, inferiores a v_{g2} , dá-se às custas da diminuição da área de fluxo do gás, visto que, nestas condições, o tubo estará parcialmente bloqueado pela presença do sólido na sua parte inferior.

O escoamento líquido-sólido tem o comportamento semelhante ao do fluxo gás-sólido, embora para este as velocidades do gás sejam mais altas (aproximadamente 10 vezes) e somente partículas pequenas sejam transportadas num fluxo homogêneo (McCarthy e Olson - 24). A assimetria da suspensão permanece para velocidades mais altas no fluxo gás-sólido, pois quando as partículas que se chocam na parede do tubo voltam ao fluxo encontram menor resistência no gás do que no líquido para voltarem ao fluxo axial. Os diagramas básicos para o transporte vertical gás-sólido (Zenz - 36) e líquido-sólido (Newitt e col. - 27) têm a mesma forma contanto que não se considere os valores numéricos da velocidade e da queda de pressão.

2. - Modelos propostos

Dadas a variedade e a complexidade do fluxo do sistema gás-sólido, um grande número de correlações empíricas foram propostas relatando o comportamento do fluxo e o gradiente de pressão. Estas correlações foram desenvolvidas, na sua maioria, considerando regiões específicas do fluxo, bem como utilizando, geralmente, partículas selecionadas por diâmetro e forma.

Provavelmente o primeiro modelo proposto para o estudo de transporte pneumático foi o de Gasterstadt (14), que correlacionou f_s/f_g com M_s/M_g e obteve uma proporcionalidade direta entre as duas variáveis trabalhando com grãos de trigo.

Uspenskii (32) e Dogin e col. (10) chegaram ao mesmo resultado de Gasterstadt (14) para outros sólidos, ou seja:

$$\frac{f_s}{f_g} = b \left[\frac{M_s}{M_g} \right]$$

Entre o trabalho de Gasterstadt (14) e o de Vogt e White (33), poucos outros foram citados na literatura especializada, e este foi o primeiro a propor um modelo baseado num balanço de energia mecânica para as duas fases: gasosa e sólida. Trabalhando com areia, semente de trevo e trigo para transporte vertical e horizontal em tubo de 0,5" de diâmetro, propuseram uma correlação para f_s/f_g onde, além de outros grupos adimensionais aparecia o grupo M_s/M_g elevado a um expoente, que por sua vez dependia de: densidade e diâmetro do sólido, densidade e viscosidade do gás. Os resultados destes investigadores já não mais tornavam evidente uma relação linear entre f_s/f_g e M_s/M_g .

Belden e Kassel (04), no transporte de catalisadores esféricos com diâmetro entre 0,04" e 0,08", discutiram exaustivamente o trabalho anterior e com seus resultados utilizaram a equação proposta por Vogt e White (33) sem que, no entanto, esta se mostrasse satisfatória para correlacionar aqueles dados, e, propuseram uma outra para f_s/f_g que é não linear em relação a M_s/M_g .

diâmetro interno, veio contribuir com importantes observações qualitativas para o entendimento do fluxo gás-sólido e, antecipando-se ao de Zenz (36), previu vazões de sólido (M_s) críticas no comportamento do fluxo de mistura gás-sólido. O autor encontrou, também, que seus dados f_s/f_g não se correlacionavam linearmente com o adimensional M_s/M_g . Govier e Aziz (16) fizeram restrições a este trabalho para o transporte vertical, pois Farbar (13) não separou os efeitos de energia potencial dos da queda de pressão por fricção.

A maioria das correlações apresentadas até então Korn (22) as analisou apontando para o fato de que outros investigadores tinham usado diferentes equações com diferentes variáveis para correlacionar seus dados. Separou as variáveis que julgava mais importantes e num trabalho de compilação reconciliou aparentes discrepâncias, localizou fontes de erro e apresentou, finalmente, um quadro contendo dados de alguns pesquisadores que estão bem correlacionados por sua equação:

$$\frac{\Delta p}{\frac{1}{2} v_g^2 \rho_g} = f_g + b \left[\frac{M_s}{M_g} \right]^n$$

onde b e n dependiam não só das propriedades do sólido, mas também do comportamento do fluxo. Mostrou, também, que os diferentes valores de b para o transporte de trigo deveriam se dar, provavelmente, devido às diferenças no comportamento do fluxo.

Clark e col. (08) trabalharam com cinco diferentes sólidos de diâmetros médios que variavam entre 0,0053" e 0,0435", usando quatro secções de tubulação, todas elas com comprimento superior a 45 pés. Fizeram uma revisão dos trabalhos publicados e apontaram para o fato de que alguns deles (Zenz-36; Farbar-13; Vogt e col.-33) não consideraram a aceleração do sólido, ou ainda, as secções de teste estavam próximas ao alimentador de sólidos e, portanto, não se desenvolvera o regime estacionário para o fluxo da mistura; esta mesma observação voltaria a ser repetida por Boothroyd (06). Os autores, utilizando um sistema semelhante ao usado por Hariu e col. (17) para o transporte vertical, determinaram a velocidade superficial do sólido para o transporte horizontal e chegaram à relação:

$$\frac{f_s}{f_g} \propto \left[\frac{v_g}{v_s} \right]^n$$

onde n variava entre 1,9 a 5,1 dependendo do sólido em escoamento. Um dos co-autores de Clark e col. (08), Richardson, reviu com McLeman (29) suas determinações da velocidade v_s , e mostrou a inconsistência da correlação anteriormente obtida.

Estudando o transporte vertical e horizontal de sólidos com diâmetro médio entre 0,036 e 0,097 mm., numa tubulação de 0,5" de diâmetro, Mehta e col. (25) utilizaram-se do método de determinação da velocidade do sólido de Clark e col. (08), e propuseram um fator de fricção (f_m) para a mistura e, daí, a equação:

$$\Delta p_T = \frac{f_m}{2} \frac{\Delta z}{D} \left[v_g^2 \rho_g + v_s^2 \rho_{ds} \right]^n$$

que é uma equação similar à de Fanning para a mistura gás-sólido. O expoente n deveria variar entre 0,3 e 1,0 dependendo do comportamento do fluxo do sólido. Concluíram também que f_m seria independente de M_s/A (kg/s m^2) para cada uma das partículas utilizadas.

Crane e Carleton (09), a partir da equação de Fanning, deram uma expressão para o fator de fricção de grãos alimentícios, onde f_s para o trigo era proporcional a v_g e independente da vazão de sólidos M_s . O trabalho foi realizado para diversas inclinações da tubulação e, para o transporte horizontal, o diagrama básico mostrou linearidade entre a queda de pressão e v_g a diferentes valores de M_s . A expressão final de f_s , abstraindo-se a dependência com a inclinação da tubulação, era função da velocidade do sólido dada por numerosas constantes da partícula. Wolfe e col. (35) apontaram para o fato da não generalidade do método utilizados por Crane e Carleton (09).

Uma investigação feita por McCarthy e Olson (24) para altas velocidades do ar, entre 300 e 800 pés por segundo e a M_s/M_g menores que 0,6, mostrou uma redução na perda de pressão devido à presença dos sólidos, pois as partículas interferiam na turbu-

$$\frac{f_m}{f_g} = b_1 + b_2 \left(\frac{M_s}{M_g} \right) + b_3 \left(\frac{M_s}{M_g} \right)^2 .$$

Boothroyd (07) aproveitou este tipo de escoamento para definir o fluxo dos sistemas de partículas finas.

Uma das pesquisas mais recentes foi a de Rose e Duckworth (30) no transporte hidráulico e pneumático a diferentes inclinações da tubulação. Partiram de uma análise teórica, estabelecendo um balanço de energia mecânica para o fluxo da mistura, até mostrarem a necessidade de se fazer uma análise dimensional e de se obter dados experimentais para prosseguirem os estudos. Dentre os grupos adimensionais notava-se a inclusão do número de Froude, relatando o efeito da gravidade em substituição a $gd^3(\rho_p - \rho_g)\rho_g / \mu^2$ mostrado por Vogt e White (33), e como sugerido por Barth (03). E, novamente, a relação M_s/M_g aparecia na análise dos grupos, dando uma não-linearidade com respeito a f_s ; porém, estes valores eram tomados em relação aos valores de f_s quando M_s/M_g era igual a um.

Para se obter a relação gráfica entre f_s e M_s/M_g , Rose e Duckworth (30) elaboraram um diagrama semelhante ao de Moody, utilizado por Clark e col. (08), onde na abcissa, agora, aparecia o número de Reynolds. Dentre os grupos adimensionais estudados, observou-se, para o transporte pneumático horizontal com uma relação diâmetro do sólido/diâmetro do tubo superiores a 0,04, uma dependência de f_s somente com M_s/M_g e com o número de Froude.

Barth (03) e, posteriormente, Boothroyd (06), ambos em confronto com as idéias de Korn (22), discutiram a impraticabilidade de se encontrar uma expressão que pudesse, ainda que aproximadamente, prever todas as condições de fluxo que há no transporte gás-sólido. Alguns estudos teóricos foram feitos por Boothroyd (07) para o transporte de partículas finas, porém sem comparar seus resultados com os dos demais pesquisadores.

Somente dois trabalhos sobre soja puderam ser encontrados como observado na Introdução. O de Morioka (26) é sobre um sistema

No outro, Jotaki e Mori (21) realizaram um trabalho no qual determinaram a velocidade do sólido (v_s) e a densidade da mistura (ρ_{ds}) no escoamento utilizando duas filmadoras. Separaram os efeitos do ar e os do sólido na perda de pressão e este último foi desdobrado na perda por ficção (f_s) e perda de pressão para se manter todas as partículas em suspensão (f_{sl}). As equações referentes ao sólido são similares à de Fanning, definindo dois fatores f_s nas formas como foi desdobrada:

$$\Delta p_T = \Delta p_g + \Delta p_s$$

$$\Delta p_s = (f_s + f_{sl}) \frac{1}{2} \frac{\Delta z}{D} \rho_{ds} v_s^2$$

$$\Delta p_g = f_g \frac{1}{2} \frac{\Delta z}{D} \rho_g v_g^2$$

Concluíram que ρ_{ds} e v_s são inversamente proporcionais; se v_g é grande, os valores de v_s em diferentes posições radiais são aproximadamente iguais; mesmo quando M_s/M_g tende a zero v_s/v_g não é igual a 1. A expressão de $(f_s + f_{sl})$ com relação a M_s/M_g é apresentada em forma de gráfico com duas diferentes retas: a primeira para v_g entre 16,0 e 21,0 m/s e a segunda para v_g entre 26,3 e 32,7 m/s.

Duckworth (11) realizou mais um dos trabalhos de compilação, dos muitos já feitos, listou cerca de quinze diferentes correlações para o fator de fricção do sólido e aconselhou aos usuários e "designers" dos sistemas de transportes pneumáticos paciência com os pesquisadores para que pudessem encontrar soluções práticas para os problemas. Indicou também, no mesmo trabalho, a extrema importância da relação M_s/M_g , pois a mesma aparecia em quase todas as correlações levantadas, sugerindo como Korn (22), Farbar (13), Hitchcock e Jones (20) e Rose e Duckworth (30) uma função potencial para que fosse melhor entendida e estudada.

MÉTODOS E MATERIAIS

1 - Escolha da Faixa de Trabalho

Os dados relativos ao experimento serão postos em gráficos com as mesmas variáveis da figura I. Com a escolha da faixa de trabalho procurou-se, quando experimentalmente possível, a determinação dos valores das velocidades do gás entre (v_{g1} e v_{g2}), ou seja: aí ocorriam os menores gradientes de pressão estática, sem que estes se tornassem lineares, ou ainda, paralelos à curva de $M_s = 0$. É evidente que objetivamos, também, estudar uma faixa de menor consumo de energia.

Para trabalharmos em tal faixa, valemo-nos da observação visual como será descrito no ítem 3.1.2. deste capítulo. A afirmação acima "experimentalmente possível" prende-se a essa observação visual.

2 - Método de Trabalho

2.1. - Gradiente de Pressão em Tubos

A queda de pressão em tubos para fluxo de suspensões pode ser considerada a soma das seguintes contribuições: aceleração e fricção do sólido e do gás para o transporte horizontal; e mais o suporte das colunas de ar e sólido para o vertical, Mehta e col. (25).

$$\text{Horizontal: } \Delta p_T = \Delta p_g + \Delta p_s + \Delta p_{ag} + \Delta p_{as}$$

Se o sistema for considerado na posição onde a aceleração é zero, então:

$$\Delta p_T = \Delta p_g + \Delta p_s \quad [1]$$

onde Δp seria a queda de pressão por fricção que ocorreria se o

A partir destas considerações o estudo deve prosseguir à base de dados experimentais (Rose e Duckworth -30) e, em função das variáveis envolvidas e do discutido na revisão bibliográfica, escolhemos o modelo adimensional:

$$f'_m = \frac{\Delta p_T}{\frac{1}{2} v_g^2 \rho_g} = f'_g + f'_s \quad [2]$$

onde o membro à esquerda, coeficiente de pressão, é conhecido na literatura como número de Euler e representa a relação entre a queda de pressão estática e dinâmica, e os membros à direita representam os fatores de fricção do ar (f'_g) e do sólido (f'_s) para o comprimento (Δz) e diâmetro (D) estudados.

A partir do diagrama básico experimental pudemos compor, então, outro, como Clark e col. (08) e Rose e Duckworth (30), à imagem do de Moody, para o fluxo da mistura gás-sólido, em que a variável da ordenada foi f'_m e f'_g e a da abcissa v_g , para diferentes valores de M_s . Subtraindo f'_g de f'_m à mesma velocidade média do gás, obtivemos os correspondentes valores de f'_s para diferentes valores da vazão de sólidos (M_s) no escoamento.

2.2. - Fator de fricção do Sólido (f'_s)

Os valores de f'_s da equação (2) puderam, então, ser expressos em função de um outro grupo adimensional, que denotaremos por M^* e que é a relação entre a vazão de sólidos (M_s) e a vazão total ($M_s + M_g$) no escoamento.

$$M^* = \frac{M_s}{M_s + M_g}$$

Em geral os pesquisadores usaram, além de outros grupos adimensionais, a relação M_s/M_g para a função de f'_s que^a nosso ver possui uma inconveniência para descrever fisicamente o experimento que realizamos: como o M_g (kg/s) foi calculado a partir da velocidade do gás e esta foi medida diretamente no fluxo gás-sólido, a soma no denominador ($M_s + M_g$) representa fisicamente as condições do fluxo, pois os valores da velocidade (v_g) foram tirados quando havia uma massa de sólidos sendo transportada pelo

Boothroyd (06), fizeram referência ao adimensional M^* , porém para a determinação de outros parâmetros no escoamento gás-sólido. No entanto, é muito utilizado no transporte líquido-sólido, conforme o fizeram Hayden e Stelson (18), propondo uma função potencial de M^* para expressar os valores de f'_s , tal como o faremos:

$$f'_s = b [M^*]^n, [3]$$

onde os valores das constantes b e n estarão representando características que influíram no fluxo, tais como: coeficiente de arraste; tamanho, forma e densidade do sólido; coeficiente de restituição (quando a partícula choca-se contra a parede interna do tubo ou umas contra outras); dispersão do tamanho das partículas.

A equação [3] acima pode ser expressa na forma logarítmica: $\log f'_s = \log b + n \log M^*$ (4), que é a equação de uma reta, onde $\log b$ é o coeficiente linear e n o coeficiente angular da reta.

Para o cálculo dos valores de b e de n foi feito um programa de computador, que além de determinar esses valores, calculava os desvios em relação ao valor estimado (anexo II, item 1.). O objetivo era o cálculo de b e de n através de uma regressão linear, conforme mostrado em Andersen (02).

2.3. - Determinação dos Valores

As unidades que usamos estão referidas no sistema métrico m.k.s. Abaixo apresentamos as conversões necessárias, assim como os métodos para obter os valores de algumas das variáveis.

2.3.1. - Pressão Estática (Δp) e Pressão Dinâmica (P_d)

Os dados foram obtidos em mm de água

$$\Delta p \text{ (mm água)} \times 9.81 \left(\frac{N/m^2}{\text{mm água}} \right)$$

$$\Delta p \times 9.81 \text{ (N/m}^2\text{)} \text{ e } P_d \times 9.81 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

2.3.2. - Velocidade Média do Gás (v_g)

A medida experimental da pressão dinâmica dava-nos a máxima, ou seja:

$$P_d = \left[\frac{1}{2} v_{g_m}^2 \right] \text{ m/s}$$

onde v_{g_m} é a velocidade máxima obtida no perfil do escoamento.

Bird e col. (05) indicam para a faixa de número de Reynolds utilizada que

$$\frac{v_g}{v_{g_m}} = \frac{4}{5}$$

Se tomarmos os valores de P_d em N/m^2 , como mostrado anteriormente, juntarmos às duas últimas expressões de v_{g_m} e explicitarmos para v_g , teremos:

$$v_g = \frac{4}{5} \left[\frac{2 \times 9.81}{\rho_g} \right]^{1/2} \text{ m/s}$$

onde ρ_g é a densidade do gás no escoamento.

2.3.3. Densidade do Gás (ρ_g)

Calculada a partir da equação de gases perfeitos

$$P_b \cdot V = \frac{m}{M} R T$$

e portanto a densidade pode ser expressa como

$$\frac{m}{V} \left[\text{kg/m}^3 \right] = \frac{M}{R} \frac{P_b}{T}$$

onde M é a massa molecular do ar ($= 28.9 \text{ kg/k mol}$), T é a temperatura absoluta em $^{\circ}\text{K}$ do ar no escoamento, P_b é a pressão barométrica no período em que se realizou o experimento em mm de Hg e R a constante universal dos gases ($= 62.4 \text{ mm Hg m}^3 \text{ }^{\circ}\text{K}^{-1} \text{ kmol}^{-1}$)

2.3.4. - Vazão de massa do Gás (M_g) e do Sólido (M_s)

$$M_g = v_g \cdot A \cdot \rho_g$$

$$M_g = v_g \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot \rho_g ,$$

onde D é o diâmetro interno da tubulação e igual a 0,0983 m.

A vazão de massa do sólido (M_s) era medida diretamente nas unidades utilizadas no trabalho, em quilogramas por segundo.

Ao final, no anexo I, damos cálculos-exemplo que explicitam os valores que obtivemos por este método de trabalho.

2.4. - Equação Final

Na equação [2] substituímos o valor de f'_g da [3] e temos:

$$\frac{\Delta p_T}{\frac{1}{2} v_g^2 \rho_g} = f'_g + b [M^*]^n ,$$

que é expressão final da queda de pressão e onde Δp_T é a perda de pressão estática total e f'_g é o fator de fricção para o ar no comprimento (Δz) utilizado na experimentação, como explicado no item 3.5 deste capítulo.

3. - Desenvolvimento da Experiência

3.1. - O Transportador Pneumático

Os transportadores pneumáticos podem ser de diferentes tipos e o sistema com o qual trabalhamos foi a pressão positiva, ou segundo a classificação de Gerchow (15): transportador venturi.

O sistema estava composto por três partes fundamentais, que são: ventilador-alimentador de sólidos, tubo transportador e separador gás-sólido. Abaixo damos suas características.

3.1.1. - Ventilador-Alimentador de Sólidos

O sistema tinha essas duas partes acopladas, marca ICMA Ltda., Campinas, São Paulo.

Ventilador centrífugo:

Nº de pás - 12
Tipo de pás - retas
rpm do rotor - 3.300

Motor:

Marca: Kohlback S.A. - S.C. - Brasil
HP : 380 - 220 volts
rpm : 1800

Alimentador de sólidos:

Geometria: tronco de cone
Capacidade máxima: 14 litros
Regulador de vazão: válvula borboleta

Adaptação:

Foi adaptado à sucção do ventilador um cone móvel para que se pudesse variar a vazão de ar no escoamento.

3.1.2. - Construção da Tubulação

A tubulação foi construída intercalando-se trechos de acrílico transparente e trechos de P.V.C., pois assim era possível detectar visualmente quando havia sedimentação das partículas sólidas no fluxo gás-sólido.

A tubulação de acrílico foi construída nas oficinas da F.E.A., permitindo assim que os diâmetros internos, 0,0983m, do acrílico e do PVC fossem iguais e, portanto, não houvesse variação de secção do tubo. Os trechos foram juntados por uniões próprias de P.V.C. e coladas por segurança, evitando assim vazamentos de ar.

Outra característica da construção da tubulação foi a das tomadas da pressão estática, que eram em número de onze ao longo dos dez metros de tubulação, sendo que em cada secção

Este tipo de cuidado deu-se porque previa-se não haver homogeneidade de concentração do sólido numa secção transversal do tubo, a tomada em um só ponto da secção poderia introduzir erros de medida. Portanto, a leitura da pressão estática foi pro - mediada na secção.

Para tal, foram construídas cruzetas de 4 vias, das quais três permitiam a tomada das 3 posições diferentes, e a quarta via era ligada a manômetros por meio de mangueiras pró - prias.

Com relação às tomadas propriamente ditas seguiu-se as normas da "American standard test code for air moving devices " (AMCA - 01) da mesma forma que para a medição da pressão dinâmica no escoamento. Esta última foi medida com um tubo de Pitot, para o qual foi construído e anexado à tubulação, na parte externa, um guia de madeira, permitindo assim um exato posicionamento deste instrumento ao se fazer as leituras.

Para a anexação do tubo de Pitot furou-se a tubulação , introduziu-se o elemento sensor e colocou-se, posteriormente, do mesmo material (P V C), uma sobrecapa para que fósse evitado mais uma vez vazamento de ar.

3.1.3. - Separação Gás-Sólido

Na separação gás-sólido foram ensaiados, inicialmente, 2 métodos: o primeiro, uma espécie de ciclone onde o principal problema era uma superfície de impacto muito rígida para a colisão dos grãos, havendo problema de quebras.

O segundo, a partir do esquema de Henry (19), onde transportava semente de algodão, também se revelou ineficiente, pois os grãos de soja tendiam a se projetar fora do separador.

O terceiro, e mais simples, era satisfatório e utilizava um saco de aniagem, de malha grossa, para que o ar saísse mas retivesse os grãos sem danificá-los. Amarrava-se o saco receptor dos grãos na saída da tubulação, havendo uma separação total gás - sólido. sem a obstrução da saída e portanto sem uma limitação

3.2. - Instrumentação

3.2.1. - Manômetros de Tubo Inclinado (Três Unidades)

Marca - F.W. Dwyer

Procedência - Michigan City, Indiana - USA

Escala - 5 a 50 mm de água

Divisão - 0,5 mm de água

Fluido - Red Gage Oil; peso específico de 0,826

As ligações aos pontos de medida eram feitas com mangueiras que acompanhavam os manômetros.

3.2.2. - Tubo de Pitot

Marca - F.W. Dwyer

Procedência - Michigan City, Indiana - USA

Comprimento - $8 \frac{1}{4}$ "

Tipo: standard, segundo AMCA

3.2.3. - Cronômetro

Marca - Hanhart

Procedência - Alemanha

Escala - 0 - 60 s

0 - 30 min

Divisão - 0,2 seg

3.2.4. - Termômetro

Marca - Jumo

Procedência - Alemanha

Escala - 10 até 100°C

Divisão - 0,2°C

3.2.5. - Barômetro

Marca - Precision Thermometer & Instrumental Co.-Princo

Procedência - Southampton, Penn - USA

3.2.6. - Balança

Marca - Howe Richardson Scale Co.
Procedência - Rutland, Vermont - USA
Escala - 0 - 50
Divisão - 0,1 kg

3.3. - O Sólido

A matéria-prima escolhida para a realização dos experimentos foi a soja, sendo utilizada a variedade Santa Rosa por representar cerca de 70% da produção brasileira, conforme já foi citado.

Este sólido, utilizado no transporte horizontal, apresentava as seguintes características:

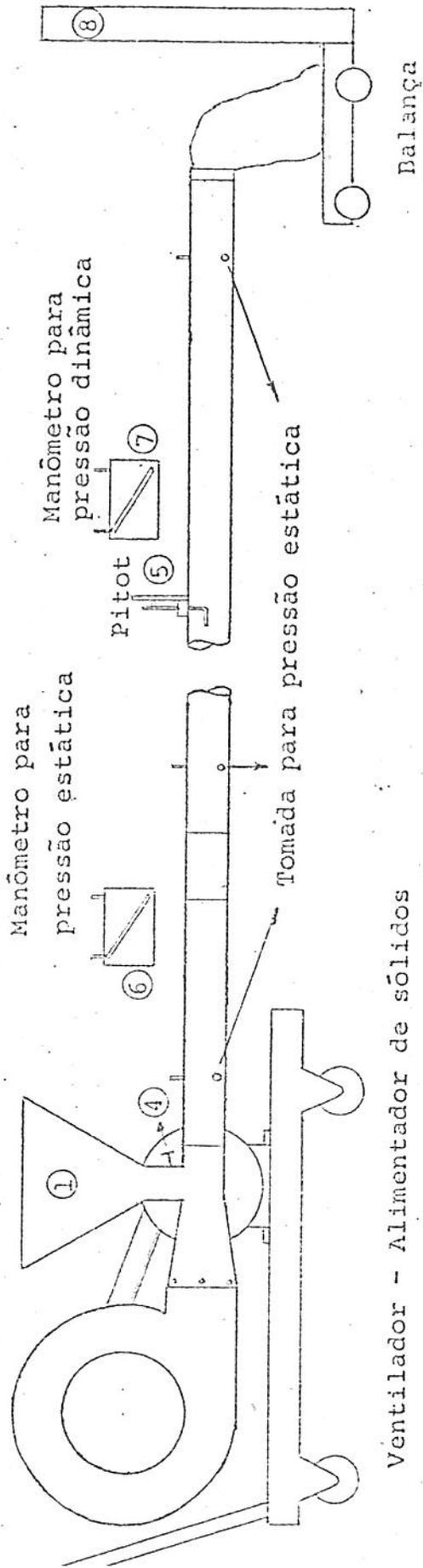
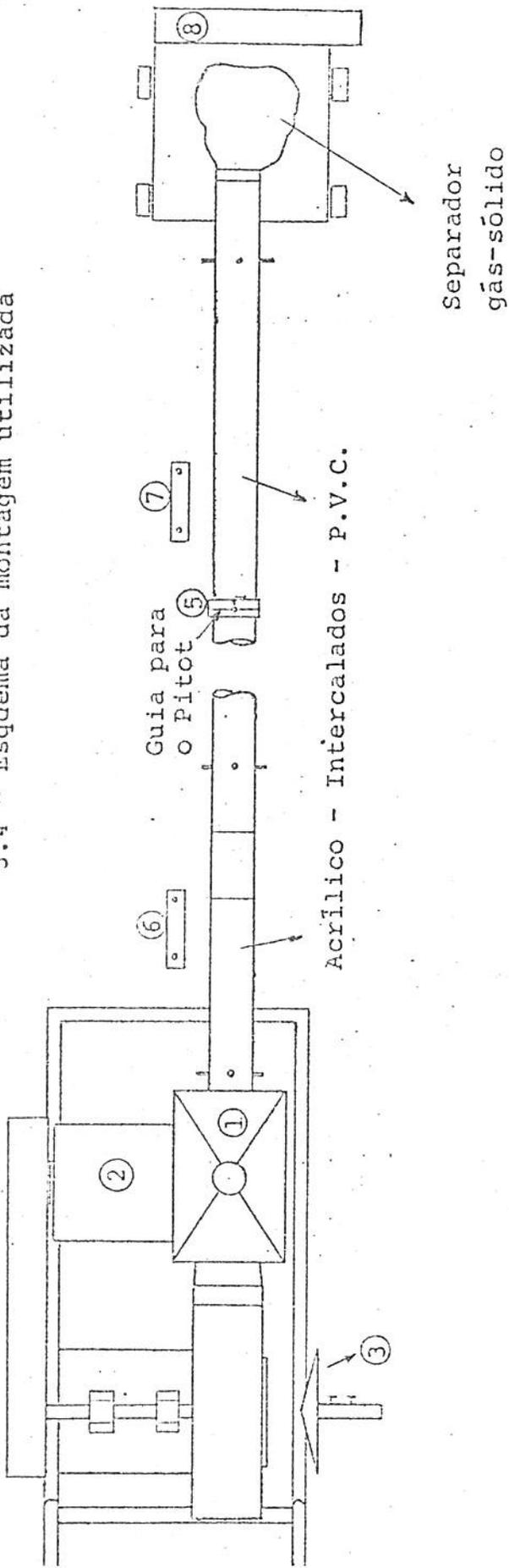
Umidade (base seca): 10,5 %
Peso específico real: $1,128 \pm 0,019$ (g/ml)
Peso específico aparente: $0,731 \pm 0,031$ (g/ml)
Diâmetro maior: $0,74 \pm 0,06$ (cm)
Diâmetro menor: $0,64 \pm 0,05$ (cm)
Velocidade Terminal (*): $1,64 \times 10^3$ cm s⁻¹

(*) (dado experimental obtido em queda livre utilizando-se apenas um grão).

Os diâmetros medidos apresentaram-se em uma distribuição normal, cujos valores médios estão tabelados acima.

A soja utilizada estava na forma de "bica corrida", situação que melhor representa a realidade em um transporte pneumático.

3.4 - Esquema da montagem utilizada



A esses números corresponde a descrição do item 3.5

3.5. - Procedimento Experimental

O alimentador de sólidos (1) era ocupado pelos grãos de soja até o máximo de sua capacidade. Após o carregamento, acionava-se o motor do ventilador (2) com o cone (3), regulador de vazão de ar, fechado, abrindo-se então, até ajustar-se a vazão de ar desejada para o experimento. Nesse ínterim, a válvula borboleta (4), reguladora de vazão de sólidos, era mantida totalmente fechada.

Depois de estabilizada a temperatura do ar no escoamento, fazia-se a leitura das perdas de pressão estática e da pressão dinâmica. O tubo de Pitot (5), sensor de pressão dinâmica, era ajustado mudando sua posição radial e axialmente até se chegar ao máximo valor desta pressão, que corresponderia à posição de leitura desejada.

Após essas leituras, abria-se a válvula do alimentador de sólidos concomitante ao acionamento do cronômetro, aguardando um tempo de quinze segundos (condição limite) até se estabelecer o regime de fluxo gás-sólido, quando, então, eram feitas as leituras, nos manômetros das perdas de pressão estática (6) e da pressão dinâmica referente ao fluxo da mistura.

(7)

Cumprido o tempo necessário às medidas, ao fechar-se a válvula do alimentador de sólidos, desacionava-se o cronômetro, interrompendo o fluxo da mistura e só o ar fluía. Pesava-se (balança (8)) a massa de grãos de soja transportada, tornava-se a preencher o alimentador de sólidos e se fazia uma nova corrida experimental para outro fluxo de sólidos. Tomou-se o cuidado de recarregar o alimentador de sólidos durante as corridas para as quais se fez necessário.

O procedimento experimental era repetido para outros fluxos de ar, maiores ou menores, seguindo o mesmo método descrito acima. A cada dia que se fez a experiência, tomou-se a pressão barométrica.

Para se trabalhar experimentalmente sempre nas mesmas con

nicamente, a incompressibilidade se manteve para os escoamentos, pois os testes preliminares realizados em situações-limite mostraram que $\Delta p_T \leq 0.1 p_i$

2 - escoamento em regime - conceituamos, aqui, o regime como sendo a não-alteração das variáveis medidas durante o escoamento e, para tal, deixamo-lo passar acima do limite mínimo necessário (15 s) para que tal condição se cumprisse em todos os fluxos gás-sólido.

Para a faixa de trabalho que estudamos, onde não havia homogeneidade do fluxo, ou seja, a distribuição dos grãos não se dava uniformemente numa secção transversal da tubulação, o conceito de regime, como estabelecido acima, prende-se aos valores médios das variáveis. Este conceito relaciona-se com o do regime para escoamentos turbulentos, onde os valores utilizados são médios com respeito ao tempo e ao espaço.

3 - efeitos de entrada - na realização dos experimentos, para que estivéssemos seguros de que tais efeitos não influiriam, tomamos a medida da pressão dinâmica a nove metros da entrada da mistura, enquanto que a perda de pressão estática foi tomada entre 3,60 metros e 9,70 metros da entrada da mistura. Para a perda de pressão estática, quando somente um fluido está em escoamento, a literatura técnica recomenda fazer-se a leitura a dez diâmetros de entrada. No escoamento da mistura tomamos o Δp_T cerca de quatro vezes mais, ou seja, 3,60 metros.

4 - efeitos de aceleração - com relação aos efeitos de aceleração, pudemos estar seguros no que concerne ao ar, pois como explicado no ítem anterior, a sua velocidade já estava plenamente desenvolvida quando da tomada do primeiro ponto da pressão estática.

Quanto ao sólido, não pudemos estar seguros de que já não mais havia efeitos de aceleração, principalmente para os maiores valores da vazão de sólidos (M_s). Com efeito, apesar de a queda de pressão ser em média 70% do total, entre o ponto de ali -

4 - Análise de Erros

O objetivo desta análise é o de estimar os erros experimentais e sua propagação ao longo do método de trabalho utilizado.

A estimativa que se fez desses erros não tomou em consideração cada uma das corridas experimentais realizadas, mas sim a promediação, ou seja: computou-se o erro máximo relativo para o promédio dos valores.

Para as variáveis medidas no escoamento, que eram a pressão estática e a pressão dinâmica, foram estimados os erros relativos máximos tomando em consideração somente os limites de sensibilidade de leitura que era de $\pm 0,25$ mm água. Para a pressão estática tomou-se o valor de 31,00 mm água como medida básica para se estimar o erro relativo máximo. O valor atribuído à pressão dinâmica, para o qual se estimou o erro relativo máximo, foi 20,25 mm água, segundo a promediação estabelecida.

A vazão de sólidos, medida da massa transportada por unidade de tempo, promediada foi de 0,20 kg/s o limite de sensibilidade de leitura da balança era de 0,10 kg e do cronômetro 0,2 segundos. No entanto, estimou-se um erro humano de operação para a cronometragem de 0,8 segundos e portanto a soma de 1 segundo, no erro absoluto, para o tempo promediado de 32 segundos.

A estimativa do erro para a velocidade desconsiderou os efeitos da densidade do gás e da pressão barométrica, pois foram tomados somente três algarismos significativos, implicando o desaparecimento dos erros introduzidos pelas duas grandezas físicas. Portanto, o erro máximo relativo foi considerado somente o proveniente da pressão dinâmica, que era o valor acima.

O erro para a vazão de massa do ar (Mg) foi estimado computando apenas o da velocidade média do gás, sem os da sua densidade (ρ_g) e da área transversal do tubo.

geral, nos grupos dimensionais.

No capítulo dos resultados e no anexo I explicitamos os valores obtidos nas considerações desse item.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nas tabelas I e II, que se encontram no final do trabalho estão os dados experimentais e alguns resultados intermediários para a obtenção da correlação final entre o fator de fricção do sólido e a relação de massa de sólidos/ massa total (M^*) no escoamento gás-sólido.

Os dados da tabela I da queda de pressão estática (Δp_T), da velocidade média do gás (v_g) e da vazão de sólidos no escoamento (M_s) encontram-se sob a forma de gráfico no diagrama I e, os dados da tabela II também foram representados em forma de gráfico no diagrama II.

Uma observação quanto à forma, ou apenas qualitativa, no que se refere ao diagrama I, mostrou-nos uma concordância, com respeito ao comportamento do fluxo, com os diagramas da maioria dos demais pesquisadores (Zenz - 36; Farbar - 13; Mehta e col. - 25; Rose e col. - 30). Assim, pudemos constatar que dentro dos limites experimentais de v_g e para as vazões de sólido de 0,06; 0,10; 0,15 e 0,20 kg/s o fluxo era assimétrico, concordando ademais, que na medida em que nos aproximávamos de v_{g2} a assimetria se acentuava, mostrando uma maior queda de pressão, caracterizada por uma curvatura ligeiramente ascendente em relação a $M_s = 0$. Ainda dentro dos limites tratados, quando os valores de v_g se faziam maiores, pudemos observar uma tendência das curvas da queda de pressão a se tornarem paralelas (M_s entre 0,10 e 0,20) ou convergente ($M_s = 0,06$) à curva de $M_s = 0$, sendo que para este último valor de M_s , pudemos observar à velocidade de 18 m/s já uma menor assimetria, ou seja: uma distribuição mais uniforme das partículas numa secção transversal do tubo.

Para as curvas onde o parâmetro M_s é de 0,28 e 0,34 kg/s haveria uma probabilidade maior de estarmos numa zona de aceleração do sólido, o diagrama I mostra uma linearidade concordando inteiramente com os dados de Rose e col. (30), onde mostraram a linearidade para a zona de aceleração e um comportamento semelhante

de aceleração e, para todos os valores de M_s , obtiveram retas para a queda de pressão em relação a v_g .

O diagrama II mostrou um decréscimo nos valores de f'_m e f'_g com o aumento da velocidade média do gás para todos os valores de M_s . Para a curva de $M_s = 0,06$ kg/s, a velocidade (v_g) de aproximadamente 18 m/s o valor de f'_s passa praticamente a independe do valor da velocidade, fato que poderíamos relacionar a uma "rugosidade fictícia" semelhante ao diagrama de Moody, para fluidos, onde a partir de determinados valores do número de Reynolds o fator de fricção só depende da rugosidade relativa da tubulação. Resultados semelhantes foram obtidos por Rose e col. (30) e Clark e col. (08), sendo que o primeiro usou para a abcissa o número de Reynolds e o segundo, como neste trabalho, usou v_g e onde também mostrou a independência de f'_s com relação a velocidade, para diferentes sólidos no escoamento. O trabalho de Mehta e col. (25) não mostrou nenhuma correspondência ao nosso para os valores de f'_s mas mostra a mesma configuração para f'_m como está definido em seu trabalho. Crane e Carleton (09) atribuíram um valor médio a f'_s onde este independia de M_s e também, parcialmente, da velocidade do gás superiores a 110 pés/s no transporte horizontal de trigo.

Para efeito de comparação é importante se salientar que este último trabalho foi realizado com o mesmo diâmetro de tubulação que usamos e que a vazão de sólidos (M_s) que usaram no escoamento variava entre 75 e 26 libras/minuto (0,56 e 0,19 kg/s) para velocidades do ar entre 70 e 110 pés/s (21,3 e 33,5 m/s).

Os demais valores de M_s de 0,10 a 0,34 kg/s estão dentro do que foi chamado de fluxo assimétrico, assim como para os valores de $M_s = 0,06$ kg/s onde a velocidade, v_g , é inferior a 18 m/s. Pudemos observar visualmente entretanto, dentro desta assimetria do fluxo, dois comportamentos:

primeiro - quando a velocidade, v_g , aproximava-se de v_{g2} havia uma tal concentração de partículas na parte inferior do tubo, sem que no entanto elas se assentassem, que na metade superior da secção transversal a concentração era próxima de zero, ou seja

realizado com soja na forma de "bica corrida".

segundo - a partir de uma determinada velocidade, v_g , tal condição do fluxo desaparecia e, mesmo permanecendo uma concentração maior na parte inferior da secção, na superior havia uma população maior e bem distribuída.

Radin e col. (28) observaram também estas duas regiões e mostraram, num diagrama de f_s com Re , como a curva variava marcadamente na separação destas regiões, sem contudo propor nenhum elemento para que se pudesse distingui-las.

Em função desses comportamentos procuramos estabelecer algumas correlações, com base nas mudanças de inclinação das curvas do diagrama II, que revelaram diferentes valores para b e n .

Desta maneira, quando tomamos todos os valores da tabela II para a regressão linear, 27,5% dos pontos tinham um desvio superior ao erro experimental, que era de $\pm 13\%$ (anexo I). Para a regressão linear quando foram tomados três pontos equidistribuídos de cada curva no diagrama II, para que não se ponderasse uma mais que outra, todos os desvios foram inferiores ao erro experimental promediado máximo ($\pm 13\%$) e pode ser expresso como:

$$\log f'_s = \log 0,617 + 2,66 \log M^*$$

$$f'_s = 4,14 [M^*]^{2,66} [5] \quad (\text{anexo II, ítem 2})$$

Para todos os valores das curvas, tivemos:

$$\log f'_s = \log 0,600 + 2,67 \log M^*$$

$$f'_s = 3,99 [M^*]^{2,67} [6] \quad (\text{anexo II, ítem 3})$$

mostrando uma diferença no coeficiente linear da reta logarítmica e uma pequena diferença no coeficiente angular entre as regressões [5] e [6]. Ambas as retas encontraram-se no diagrama III.

A correlação [5] mostrou um desvio, definido como

$$\frac{f'_s \text{ experimental} - f'_s \text{ calculado}}{f'_s \text{ calculado}}$$

$$f'_s \text{ calculado}$$

nas seguintes condições:

médio: 0,053

máximo superior: 0,125

máximo inferior: 0,105,

sendo nove, dos dezoito, negativos e nove positivos. O coeficiente de regressão foi de 0,994.

A correlação [6] apresentou os seguintes desvios:

médio: 0,081

máximo superior: 0,185

máximo inferior: 0,177,

sendo vinte e um, dos quarenta e dois valores, negativos e vinte e um positivos. O coeficiente de regressão foi de 0,990.

Outra correlação obtida foi quando consideramos uma faixa de velocidades entre 10,0 e 15,0 m/s para todos os valores de Ms. Novamente, nesta correlação, foram considerados 3 pontos equidistribuídos para cada curva para que não houvesse uma ponderação maior de uma curva sobre a outra e tivemos:

$$\log f'_s = \log 0,616 + 2,69 \log M^*$$

$$f'_s = 4,13 [M^*]^{2,69} \quad [7] \quad (\text{anexo II, ítem 4})$$

com um único, entre dezoito, tendo um desvio superior a $\pm 13\%$. Nove valores tinham desvios negativos e nove positivos. O coeficiente de regressão foi de 0,993 e os demais desvios eram:

médio: 0,069

máximo positivo: 0,136

máximo negativo: 0,115

Julgamos importante comparar os resultados obtidos no presente trabalho com três outros, embora as correlações obtidas não sejam iguais as citadas na literatura consultada: primeiramente, nossa correlação (6) com as de Korn (22) que foi um pesquisador que compilou trabalhos realizados durante 25 anos. A segunda comparação será feita com as de Rose e Duckworth (30) que também levantaram dados de muitos pesquisadores, 19 anos após Korn, e cujo trabalho constitui um paradigma a todos que querem estudar o fluxo gás-sólido. Por último, a comparação com o trabalho de Jotaki e Mori (21), único trabalho realizado, e publicado, com soja, como mostrado por Thornton (31) até os anos setenta.

Korn (22) ao computar os dados de Gasterstadt (14) e Vogt e White (33) encontrou para o transporte horizontal de trigo um expoente $n=1$ e um fator b de 0,0088 para o primeiro e 0,0045 para o segundo trabalho, respectivamente. Recordamos que o presente trabalho utilizou uma tubulação de 0,0983 m de diâmetro interno; Gasterstadt trabalhou com um diâmetro interno da tubulação de 0,095 m e Vogt e White com 0,0125 m.

Se considerarmos a expressão [6] do nosso trabalho, computando $\frac{\Delta z}{D}$ (6,1/0,0983), temos:

$$f_s = 0,064 [M^*]^{2,67}$$

que para valores de M^* entre 0,5 e 0,75 darão valores de f_s entre 0,010 e 0,020. Para a mesma faixa de M^* , ou seja, para M_s/M_g entre 1,00 e 3,00 teremos o f_s variando entre 0,0088 e 0,027.

Considerando que são dois diferentes sólidos, soja e trigo, e que a correlação [6] deste trabalho é a que apresenta os maiores desvios, podemos dizer que esta correlação é comparativamente próxima da que Korn (22) desenvolveu para os dados de

Como mostrado no capítulo da Revisão Bibliográfica e, em função do sólido utilizado neste trabalho, podemos considerar que a correlação obtida por Rose e Duckworth (30) se resumirá a:

$$f_s = \varphi \left(\frac{M_s}{M_g}, \frac{v_g^2}{gD} \right)$$

Para valores de M_s/M_g entre 0,66 e 3,00 (correspondente ao M^* entre 0,35 e 0,75) e para v_g entre 10,0 e 15,0 m/s, ou seja, para números de Froude entre $1,04 \times 10^2$ e $2,33 \times 10^2$ os valores de f_s variarão entre 0,005 e 0,03.

Considerando agora a correlação [7], que cobre a mesma faixa de número de Froude, computando-se o $\Delta z/D$, obtivemos valores para f_s entre 0,004 e 0,03. Comparativamente, sem computarmos obviamente o erro experimental, podemos dizer que para os maiores valores de M^* , com os quais trabalhamos, os resultados se aproximam bem dos resultados obtidos por Rose e Duckworth (30).

A comparação com o trabalho de Jotaki e Mori (21) tornou-se mais difícil pois as faixas de velocidade do ar utilizadas por ele são maiores do que as que pesquisamos e ademais, os fatores de fricção estão expressos em função da velocidade do sólido, enquanto que no nosso trabalho estão expressos em função da velocidade do ar. A esta última diferença junta-se, ainda, o fato de que valores de f_g obtidos por aquele autor são superiores aos obtidos neste trabalho.

Contudo, pudemos observar que:

1 - para M^* entre 0,57 e 0,65 os valores de $(f_s + f_{s1})$ são iguais aos f_s deste trabalho.

2 - para M^* inferior a 0,57 os valores de $(f_s + f_{s1})$ obtidos por Jotaki e Mori (21) são superiores aos nossos f_s (em média 20%);

3 - para M^* superior a 0,65 os valores de $(f_s + f_{s1})$ obtidos por Jotaki e Mori (21) são inferiores aos nossos f_s

DIAGRAMA I

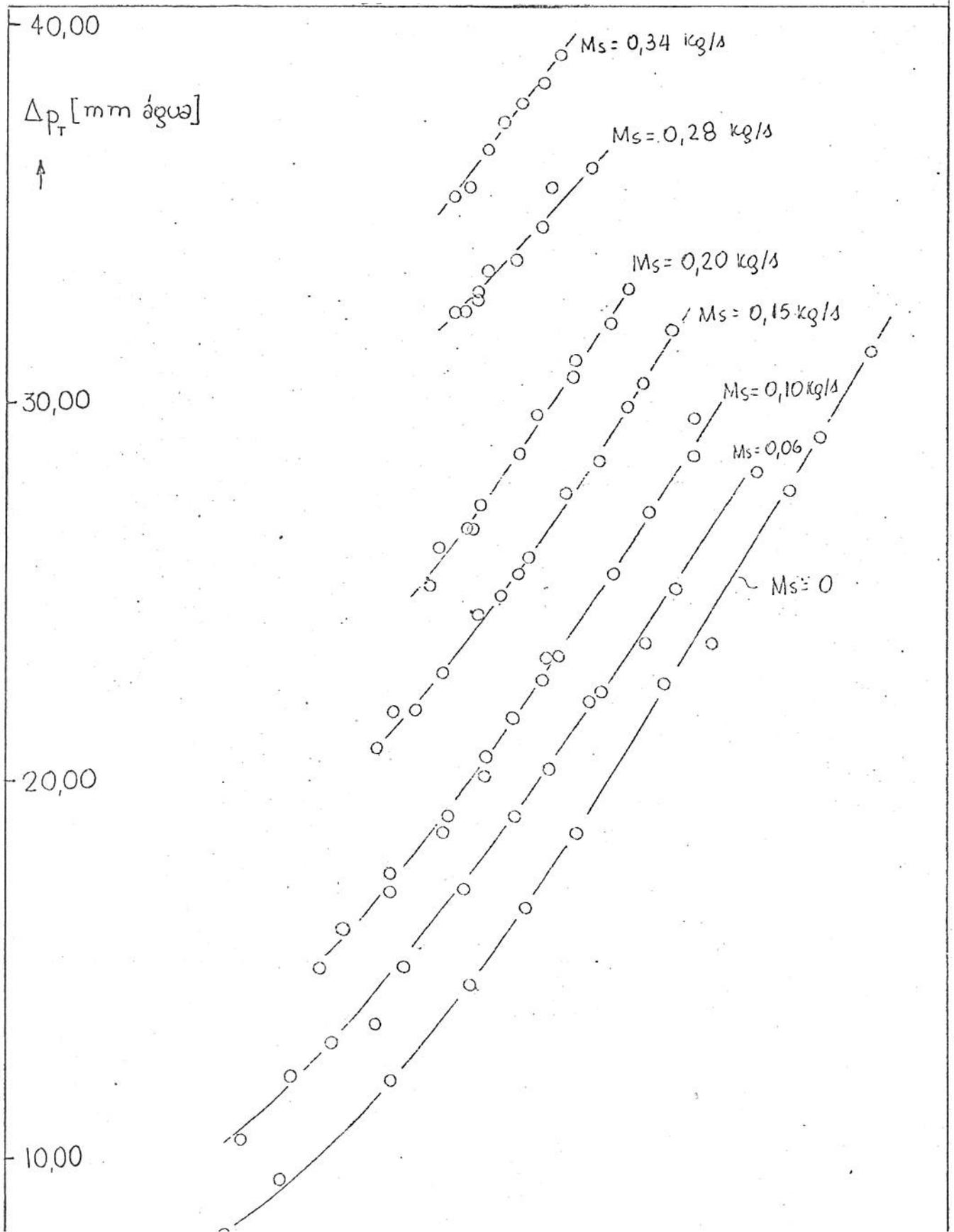


DIAGRAMA II

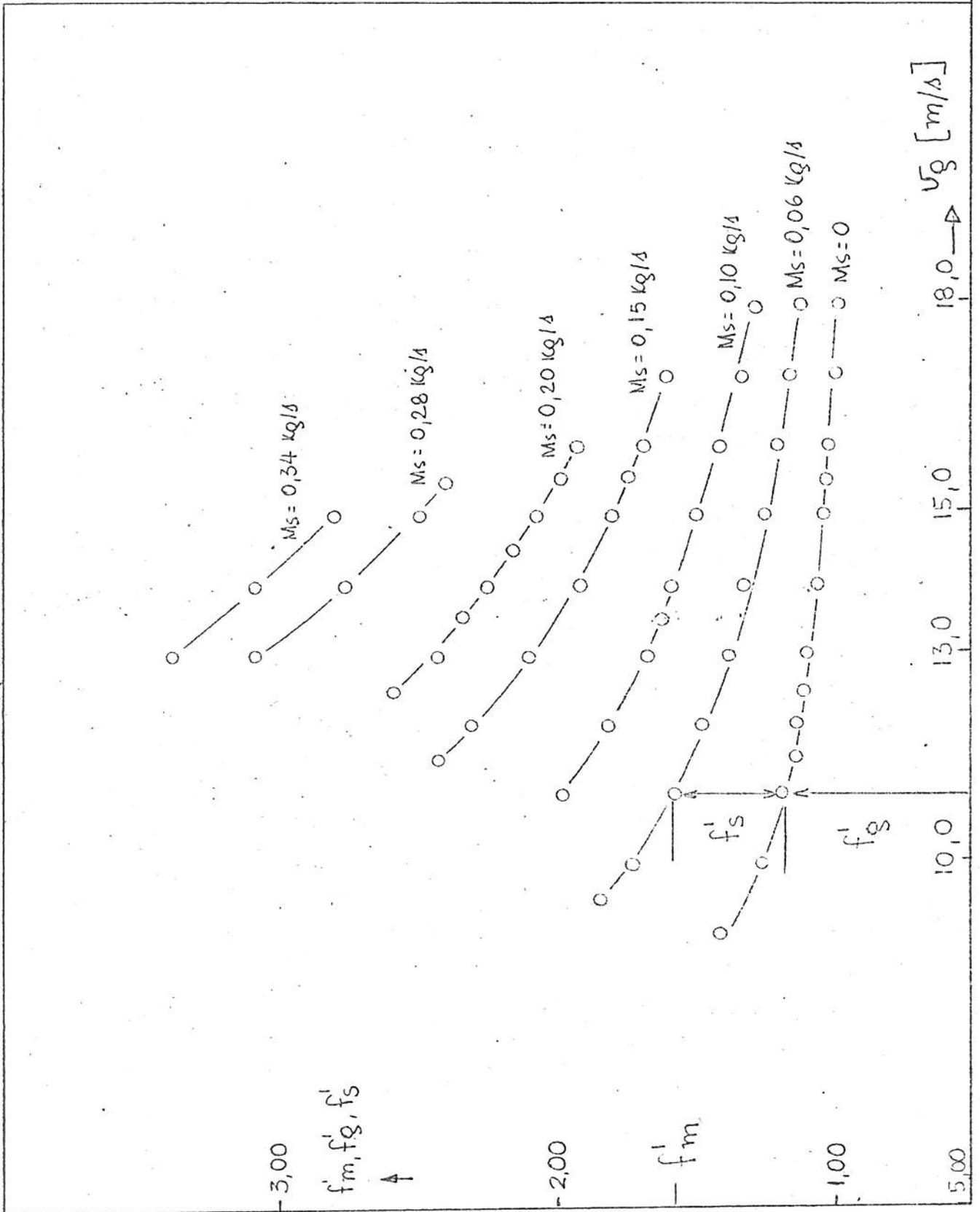
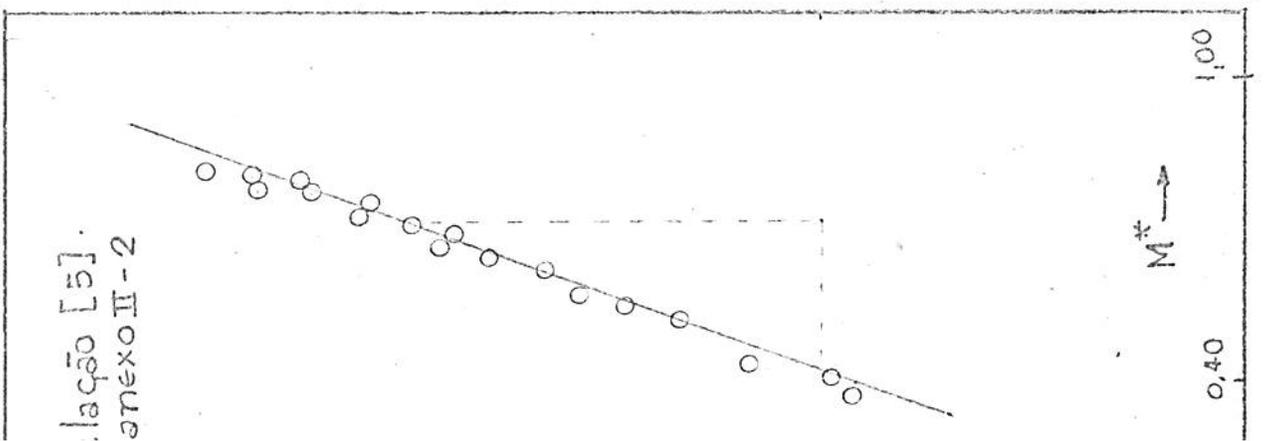
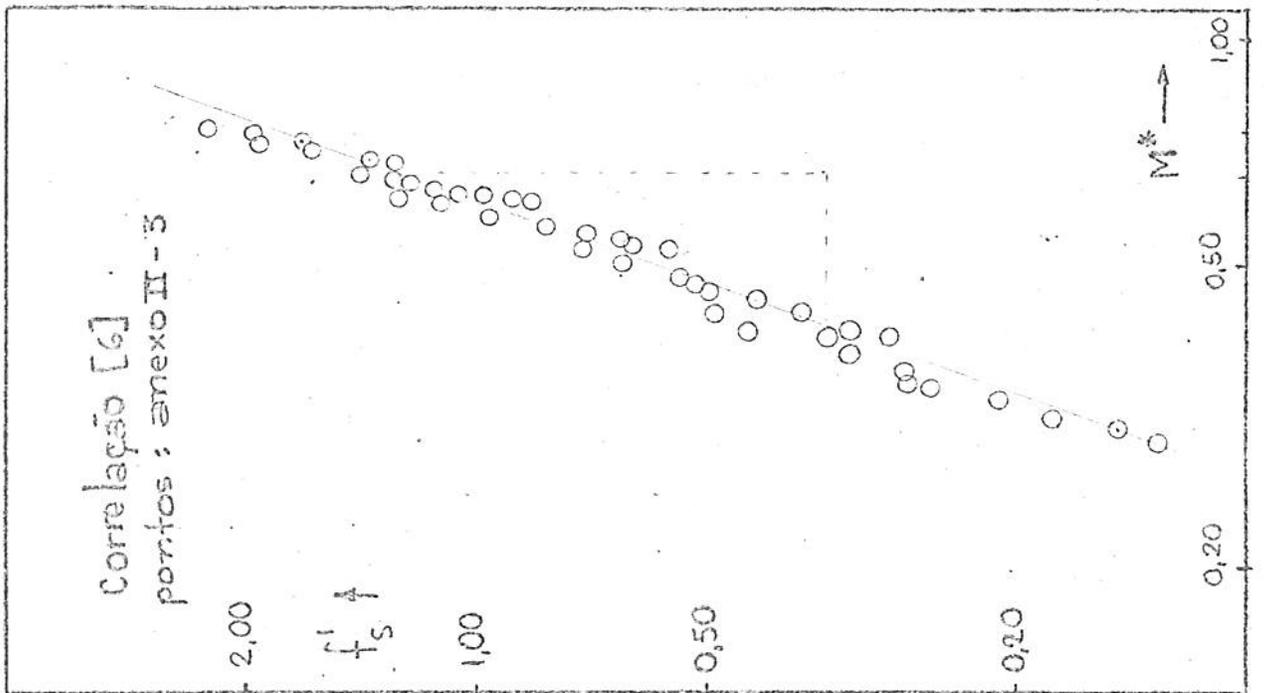
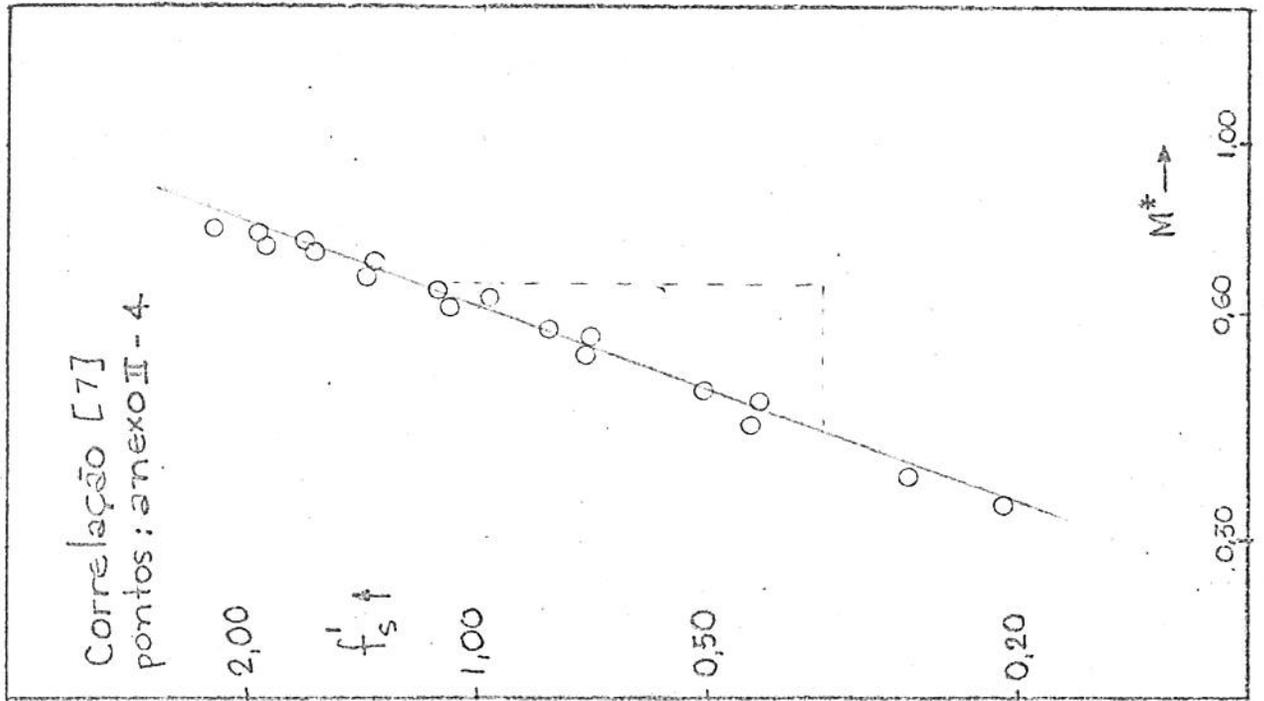


DIAGRAMA III



CONCLUSÕES

Dentro da faixa de M^* estudada ou seja, de 0,76 a 0,29 e para o diâmetro utilizado, o fator de fricção do sólido (f_s) para o transporte pneumático horizontal de soja pode ser representado por uma função potencial em M^* , através das equações (5), (6) e (7), nas suas respectivas faixas de aplicações e considerando-se o erro relativo de $\pm 13\%$ para cada uma delas:

$$(5) \quad f_s = 0,067 (M^*)^{2,66}$$

sendo que o limite de aplicação está dado pela faixa de fluxo segundo os pontos considerados no anexo II - 2;

$$(6) \quad f_s = 0,064 (M^*)^{2,67}$$

para todos os valores de M^* ;

$$(7) \quad f_s = 0,066 (M^*)^{2,69}$$

para valores da velocidade do ar entre 10,0 e 15,0 m/s.

Tabela I

Prova nº	Massa (kg)	Tempo (s)	Ms (kg/s)	Δp_T (mm água)	Pd (mm água)	Temp. (°C)	v_g (m/s)
01	1,9	31,5	0,060	22,00	21,25	31,8	15,6
02	1,9	32,0	0,058	22,25	21,75	32,0	15,8
03	2,0	32,5	0,061	13,50	12,00	29,2	11,7
04	1,8	30,0	0,060	12,00	9,50	31,5	10,2
05	1,8	31,5	0,058	17,00	15,50	30,0	13,3
06	2,0	32,0	0,062	23,50	24,00	31,5	16,6
07	1,8	34,0	0,060	28,00	30,00	31,5	18,5
08	2,0	32,0	0,061	13,00	10,50	31,5	10,9
09	1,8	30,0	0,060	15,00	13,00	31,5	12,2
10	1,8	31,0	0,059	10,50	10,50	30,5	9,3
11	1,9	32,0	0,060	19,00	17,75	29,5	14,2
12	1,9	32,0	0,060	20,25	19,25	30,0	14,8
13	1,9	31,0	0,060	25,00	25,50	30,0	17,1
14	2,9	30,0	0,097	17,00	12,50	32,0	12,0
15	3,2	31,5	0,102	23,00	19,00	32,2	14,7
16	3,2	31,0	0,102	28,50	26,50	30,5	17,4
17	3,8	38,0	0,100	15,00	10,00	30,0	10,7
18	3,6	35,0	0,103	23,25	19,75	32,0	15,0
19	3,0	30,0	0,100	18,50	14,50	30,8	12,9
20	3,3	33,0	0,100	21,50	17,50	31,5	14,2
21	3,1	31,0	0,101	20,50	16,25	28,2	13,6
22	3,5	34,0	0,103	20,00	16,25	29,2	13,6
23	3,6	34,5	0,104	19,00	14,75	29,5	13,0
24	3,3	34,5	0,097	17,50	12,50	29,3	12,0
25	3,3	32,5	0,103	22,50	19,00	31,5	14,7
26	3,1	31,0	0,101	16,00	10,75	31,0	11,1
27	3,4	34,0	0,099	25,25	22,00	31,0	16,0
28	3,0	30,0	0,100	27,00	24,00	30,5	16,6
29	3,3	33,0	0,100	29,50	26,50	30,0	17,4
30	5,1	34,5	0,147	20,75	12,00	29,5	11,7

Tabela I (cont.)

Prova nº	Massa (kg)	Tempo (s)	Ms (kg/s)	Δp_T (mm água)	Pd (mm água)	Temp. (°C)	v_g (m/s)
33	5,8	38,5	0,151	24,25	16,00	29,0	13,5
34	5,4	36,0	0,150	25,75	18,25	31,8	14,4
35	5,3	35,5	0,152	21,75	12,50	29,3	12,0
36	5,7	38,0	0,150	25,75	18,00	32,0	14,3
37	5,1	33,5	0,152	25,25	17,75	32,0	14,2
38	5,2	35,5	0,147	30,25	24,00	30,5	16,5
39	4,6	30,5	0,152	24,75	17,00	30,5	13,9
40	4,5	29,5	0,152	27,50	20,00	29,8	15,1
41	4,6	30,5	0,150	28,25	21,50	28,0	15,7
42	4,7	31,0	0,151	31,75	25,50	31,0	17,0
43	6,4	32,0	0,200	31,00	20,25	32,0	15,2
44	6,8	34,0	0,200	30,50	20,25	31,0	15,2
45	6,2	31,5	0,198	25,00	14,00	29,8	12,7
46	6,7	33,5	0,199	26,00	14,50	32,0	12,9
47	6,6	33,0	0,200	27,00	16,00	32,0	13,5
48	6,6	33,5	0,198	26,50	15,75	31,5	13,4
49	7,1	36,0	0,197	26,50	15,50	32,2	13,3
50	6,3	30,5	0,206	32,00	22,00	30,0	15,9
51	6,1	30,0	0,203	28,50	17,75	31,5	14,2
52	6,4	32,0	0,200	29,50	18,50	28,9	14,5
53	6,5	33,0	0,198	32,75	23,00	30,8	16,2
54	8,9	32,0	0,278	35,50	19,25	31,5	14,8
55	9,0	32,5	0,277	33,25	16,25	30,5	13,6
56	9,9	35,0	0,284	32,50	13,75	29,8	13,5
57	9,2	33,0	0,280	33,50	17,75	27,9	14,2
58	9,1	32,5	0,281	34,50	18,75	32,0	14,6
59	9,4	33,0	0,286	32,25	15,50	29,6	13,3
60	8,5	30,5	0,279	32,75	16,00	31,5	13,5
61	8,8	31,4	0,280	36,00	21,00	30,5	15,5

Tabela I (Cont.)

Prova nº	Massa (kg)	Tempo (s)	M _s (kg/s)	ΔP_T (mm água)	Pd (mm água)	Temp. (°C)	v _g (m/s)
63	11,9	35,0	0,340	37,75	18,00	30,5	14,3
64	11,4	33,3	0,342	35,25	15,00	31,0	13,1
65	11,8	34,5	0,343	36,50	16,50	32,6	13,7
66	11,5	34,0	0,338	37,25	17,50	30,0	14,0
67	11,0	32,4	0,339	35,50	15,75	28,6	13,4
68	11,9	35,0	0,340	39,00	19,50	29,2	15,0
69	11,2	32,8	0,341	38,25	18,75	30,6	14,7
70			zero	8,00	5,50	29,8	9,0
71			"	9,50	8,75	29,6	10,0
72			"	12,00	12,50	29,9	12,0
73			"	14,50	15,50	30,2	13,4
74			"	16,50	18,00	31,0	14,4
75			"	18,50	20,25	32,0	15,3
76			"	22,50	24,75	30,0	16,9
77			"	23,50	27,25	30,6	17,7
78			"	27,50	31,75	32,4	19,1
79			"	29,00	33,75	33,0	19,7
80			"	31,00	36,50	30,0	20,5

ANEXO I

Cálculos-exemplo e Estimativa do erro máximo relativo promediado

Prova nº 43

Dados Experimentais

massa transportada: $(6,4 \pm 0,1)$ kg

tempo da prova: $(32,0 \pm 1,0)$ s

queda de pressão da mistura (Δp_T): $(31,00 \pm 0,25)$ mm água

queda de pressão do ar (Δp_g): $(18,50 \pm 0,25)$ mm água

pressão dinâmica (P_d): $(20,25 \pm 0,25)$ mm água

temperatura do ar no escoamento: $32,0$ °C

pressão barométrica no dia da realização: 712 mm Hg

Taxa de Sólidos no escoamento (Ms)

$$Ms = \frac{6,4 \pm 0,1}{32,0 \pm 1,0} \begin{cases} \frac{6,4 - 0,1}{32,0 + 1,0} = 0,19 \text{ kg/s} \\ \frac{6,4 + 0,1}{32,0 - 1,0} = 0,21 \text{ kg/s} \end{cases}$$

$$\therefore Ms = (0,20 \pm 0,01) \text{ kg/s}$$

$$\frac{\delta Ms}{Ms} = \frac{0,01}{0,20} = 0,05$$

$$\therefore \text{erro relativo máximo: } \pm 5\%$$

Queda de Pressão (Δp_T)

$$\Delta p_T = (31,00 \pm 0,25) \text{ mm água}$$

erro relativo máximo considerado: $\pm 1\%$

conversão de unidades:

$$\Delta P_T = 31,00 \text{ mm } \ddot{\text{a}}\text{gua} \times 9,81 \frac{\text{N/m}^2}{\text{mm } \ddot{\text{a}}\text{gua}}$$

$$\Delta P_T = 3,04 \times 10^2 \text{ N/m}^2$$

Pressão dinâmica (P_d)

$$P_d = (20,25 \pm 0,25) \text{ mm } \ddot{\text{a}}\text{gua}$$

$$\frac{P_d}{P_d} = \frac{0,25}{20,25} = 0,012$$

Erro relativo máximo considerado: $\pm 1\%$

conversão de unidades:

$$P_d = 20,25 \text{ mm } \ddot{\text{a}}\text{gua} \times 9,81 \frac{\text{N/m}^2}{\text{mm } \ddot{\text{a}}\text{gua}}$$

$$P_d = 1,97 \times 10^2 \text{ N/m}^2$$

Densidade do gás (ρ_g)

$$\frac{m}{V} = \frac{P}{T} \cdot \frac{M}{R}$$

Os valores da temperatura e da pressão barométrica tiveram uma variação muito pequena e em função desta variação, os valores tomados para esse cálculo-exemplo de 32°C e 712 mm Hg , respectivamente, foram os utilizados para todas as provas para a determinação da densidade do gás.

Velocidade média do gás (v_g)

$$v_g = \frac{4}{5} \left[\frac{2}{\rho_g} P_d \right]^{1/2} \text{ m/s}$$

$$v_g = \frac{4}{5} \left[\frac{2}{\rho_g} \cdot 9,81 \cdot (20,25 \pm 0,25) \right]^{1/2}$$

$$(P_d)^{1/2} \begin{cases} (20,00)^{1/2} = 4,47 \\ (20,50)^{1/2} = 4,53 \end{cases} \rightarrow 4,50 \pm 0,03$$

$$\text{erro relativo: } \frac{0,03}{4,50} \approx 0,007$$

erro relativo máximo considerado: $\pm 1\%$

$$v_g = 3,39 (P_d)^{1/2}$$

$$v_g = 15,3 \text{ m/s}$$

Fluxo de massa do ar (Mg)

$$Mg = v_g \cdot \rho_g \cdot A$$

$$Mg = 15,3 \cdot 1,09 \cdot \frac{\pi}{4} (0,0983)^2$$

$$Mg = 0,126 \text{ kg/s}$$

No erro relativo máximo foi computado só o da velocidade e portanto será de $\pm 1\%$

$$M^* = \frac{M_s}{M_s + M_g}$$

$$M^* = \frac{0,20}{0,20 + 0,126} = 0,61$$

erro relativo máximo: $\pm 11\%$

Fator de fricção (f'_m , f'_s , f'_g)

$$f'_m = f'_s + f'_g$$

Como mostramos, os fatores de fricção não serão calculados tomando-se a característica geométrica da tubulação ($\Delta z/D$) em consideração.

$$f'_m = \frac{\frac{\Delta p_T}{2}}{\frac{1}{2} v_g^2} = \frac{31,00 \times 9,81}{\frac{1}{2} (15,3)^2 \times 1,09} = 2,38$$

$$f'_g = \frac{\frac{\Delta p_g}{2}}{\frac{1}{2} v_g^2} = \frac{18,50 \times 9,81}{\frac{1}{2} (15,3)^2 \times 1,09} = 1,42$$

$$f'_s = 2,38 - 1,42 = 0,96$$

Os erros em f'_m e f'_g serão a soma dos erros em Δp e v_g : $\pm 2\%$

O erro relativo máximo para f'_s : $\pm 2\%$

Diagramas

1 - Diagrama I

erro máximo relativo: $\pm 7\%$,

dos quais $\pm 5\%$ são de M_s , $\pm 1\%$ de v_g e $\pm 1\%$ de Δp_T

2 - Diagrama II

3 - Diagrama III

erro máximo relativo: $\pm 13\%$,
dos quais $\pm 11\%$ são de M^* e $\pm 2\%$ de f'_s

Portanto, podemos considerar que os nossos resultados finais, referentes à expressão

$$f'_s = b [M^*]^n ,$$

estarão afetados por um erro relativo máximo, segundo a promediação estabelecida de $\pm 13\%$

ANEXO II - 1

REGRWI 22-JUN-76 BASIC/CAPS V01-01.

```

1 DEF FNA(X,Y)=(10^X-10^Y)/10^Y
10 DIM X(100),Y(100)
15 DIM Y9(100)
20 LET X1=0
30 LET X2=0
40 LET Y1=0
50 LET Y2=0
55 LET Y3=0
60 PRINT "NUMERO DE COORDENADAS =";
70 INPUT N
80 FOR I=1 TO N
90 PRINT "PAR";I;"X=";
100 INPUT X(I)
110 PRINT "Y=";
115 X(I)=LOG10(X(I))
120 INPUT Y(I)
125 Y(I)=LOG10(Y(I))
130 NEXT I
140 FOR I=1 TO N
150 LET X1=X1+X(I)
160 LET X2=X2+X(I)*X(I)
170 LET Y1=Y1+Y(I)
190 LET Y2=Y2+X(I)*Y(I)
185 LET Y3=Y3+Y(I)*Y(I)
190 NEXT I
200 LET D=N*X2-X1*X1
210 LET C1=(Y1*X2-X1*Y2)/D
220 LET C2=(N*Y2-X1*Y1)/D
230 PRINT "EQUACAO DA RETA AJUSTADA PARA";N;" PONTOS"
240 PRINT "Y=";C1;"+";C2;"X"
250 LET R=(N*Y2-X1*Y1)/SQR((N*X2-X1*X1)*(N*Y3-Y1*Y1))
260 PRINT "      R=";R
261 PRINT ", VALORES DE:"
262 PRINT
263 PRINT "X", "YREAL", "YCALC", "DIF", "Z"
265 PRINT
270 FOR I=1 TO N
280 Y9=C1+C2*X(I)
285 Y9(I)=Y9
290 PRINT 10^X(I),10^Y(I),10^Y9,10^Y(I)-10^Y9,(10^Y(I)-10^Y9)/10^Y9
300 NEXT I
340 END

```

ANEXO II - 2

NUMERO DE COORDENADAS =? 18

PAR 1 X=? .76
 Y=? 2.24
 PAR 2 X=? .75
 Y=? 1.96
 PAR 3 X=? .73
 Y=? 1.7
 PAR 4 X=? .72
 Y=? 1.92
 PAR 5 X=? .71
 Y=? 1.64
 PAR 6 X=? .69
 Y=? 1.38
 PAR 7 X=? .66
 Y=? 1.41
 PAR 8 X=? .64
 Y=? 1.22
 PAR 9 X=? .62
 Y=? 1.07
 PAR 10 X=? .6
 Y=? 1.12
 PAR 11 X=? .58
 Y=? .97
 PAR 12 X=? .56
 Y=? .82
 PAR 13 X=? .52
 Y=? .74
 PAR 14 X=? .5
 Y=? .65
 PAR 15 X=? .48
 Y=? .55
 PAR 16 X=? .42
 Y=? .45
 PAR 17 X=? .4
 Y=? .35
 PAR 18 X=? .38
 Y=? .33

EQUACAO DA RETA AJUSTADA PARA 18 PONTOS

Y = .616704 + 2.66008 X

R = .993859

VALORES DE:

X	YREAL	YCALC	DIF	Z
.76	2.24	1.99369	.246305	.123542
.75	1.96	1.92467	.0353268	.0183547
.73	1.7	1.79115	-.0911498	-.050889
.72	1.92	1.72662	.193378	.111998
.71	1.64	1.66356	-.0235639	-.0141647
.69	1.38	1.54181	-.161807	-.104946
.66	1.41	1.36986	.0401382	.0293009
.64	1.22	1.2622	-.0421984	-.0334325
.62	1.07	1.15998	-.0899777	-.0775685
.6	1.12	1.06309	.0569123	.0535349
.58	.97	.971413	-1.41323E-03	-1.45481E-03
.56	.82	.88484	-.0648398	-.0732786
.52	.74	.726525	.0134746	.0185466
.5	.65	.654547	-4.54712E-03	-6.94697E-03

ANEXO II - 3

EDUACAO DA RETA AJUSTADA PARA 42 PONTOS

$$Y = .600213 + 2.68579 X$$

$$R = .990187$$

VALORES DE:

X	YREAL	YCALC	DIF	%
.43	.49	.412845	.0771547	.186885
.42	.45	.397562	.0624382	.161105
.4	.35	.339962	.0100376	.0295255
.38	.33	.296211	.0337889	.11407
.36	.28	.256175	.0238254	.0930047
.34	.26	.219718	.0402822	.183336
.33	.21	.202789	7.21116E-03	.03556
.31	.18	.171443	8.55744E-03	.0499143
.3	.15	.15699	-6.99000E-03	-.0445251
.29	.13	.143327	-.0133272	-.0929843
.52	.74	.687794	.0522057	.075903
.5	.65	.619029	.0309714	.0500323
.48	.55	.554747	-4.74715E-03	-8.55733E-03
.46	.5	.494826	5.17410E-03	.0104564
.45	.44	.466461	-.0264615	-.0567282
.43	.38	.412845	-.0328453	-.0795585
.41	.33	.363273	-.033273	-.0915923
.4	.29	.339962	-.0499624	-.146965
.61	1.24	1.05598	.184022	.174267
.6	1.12	1.01012	.109874	.108774
.58	.97	.922213	.0477871	.0518178
.56	.82	.839266	-.0192665	-.0229564
.55	.73	.799618	-.0696182	-.0870643
.54	.66	.741167	-.101167	-.13291
.53	.63	.723897	-.0938973	-.129711
.52	.57	.687794	-.117794	-.171264
.66	1.41	1.30481	.105192	.0806185
.65	1.29	1.25239	.0376134	.0300334
.63	1.14	1.15156	-.0115552	-.0100344
.62	.99	1.10312	-.113117	-.102543
.61	.9	1.05598	-.155978	-.14771
.6	.86	1.01012	-.150124	-.14862
.72	1.92	1.64831	.271691	.16483
.71	1.64	1.58754	.052459	.0330442
.69	1.38	1.47027	-.0902675	-.0613953
.68	1.28	1.41373	-.133735	-.0945967
.76	2.24	1.90592	.334082	.175287
.75	1.96	1.83931	.120692	.065618
.73	1.7	1.71052	-.0105183	-6.14920E-03
.47	.52	.524249	-4.24945E-03	-8.10579E-03
.64	1.22	1.20131	.0186929	.0155604
.62	1.07	1.10312	-.0331167	-.030021

ANEXO II - 4

NUMERO DE COORDENADAS =? 18

PAR 1 X=? .76
 Y=? 2.24
 PAR 2 X=? .75
 Y=? 1.96
 PAR 3 X=? .73
 Y=? 1.7
 PAR 4 X=? .72
 Y=? 1.92
 PAR 5 X=? .71
 Y=? 1.64
 PAR 6 X=? .69
 Y=? 1.38
 PAR 7 X=? .66
 Y=? 1.41
 PAR 8 X=? .63
 Y=? 1.14
 PAR 9 X=? .62
 Y=? .99
 PAR 10 X=? .6
 Y=? 1.12
 PAR 11 X=? .56
 Y=? .82
 PAR 12 X=? .55
 Y=? .73
 PAR 13 X=? .52
 Y=? .74
 PAR 14 X=? .47
 Y=? .52
 PAR 15 X=? .45
 Y=? .44
 PAR 16 X=? .42
 Y=? .45
 PAR 17 X=? .36
 Y=? .28
 PAR 18 X=? .33
 Y=? .21

EQUACAO DA RETA AJUSTADA PARA 18 PONTOS

$$Y = .615696 + 2.69297 X$$

$$R = .992719$$

VALORES DE:

X	YREAL	YCALC	DIF	%
.76	2.24	1.9712	.268798	.136363
.75	1.96	1.90213	.0578705	.0304241
.73	1.7	1.7686	-.0685974	-.0387864
.72	1.92	1.70411	.215892	.126689
.71	1.64	1.64112	-1.11735E-03	-6.80846E-04
.69	1.38	1.51957	-.139574	-.0918509
.66	1.41	1.34814	.061864	.0458886
.63	1.14	1.1894	-.0493965	-.0415307
.62	.99	1.13924	-.149235	-.130996
.6	1.12	1.04295	.0770476	.0738745
.56	.82	.866113	-.0461128	-.0532411
.55	.73	.825089	-.0950893	-.115247
.52	.74	.709418	.0305824	.0431092
.47	.52	.540339	-.0203387	-.0376406

BIBLIOGRAFIA

- 01 - AMCA STANDARD TEST CODE for air moving devices. Detroit, Air Moving and Conditioning Association, 1961. p. 26 (AMCA. bull, 210 - 1960).
- 02 - ANDERSEN, L.B. - "Regression analysis correlates between variables". In: - Statistics for Chemical Engineers. Refresher da Chemical Engineering, 173 - 178, May 1963.
- 03 - BARTH, W. - Chemie Ing. Techn. 30, (1958), 171 (apud 06).
- 04 - BELDEN, D.H. & KASSEL, L.S. - "Pressure drops encountered in conveying particles of large diameter in vertical transfer lines". Ind. and Eng. Chem. 41(6): 1174 - 1178, 1949.
- 05 - BIRD, R.B.; STEWART, W.E. & LIGHT FOOT, E.N. - "Velocity distributions in turbulent flow". In: - Transport phenomena. New York, Wiley, 1960.
- 06 - BOOTHROYD, R.G. - Flowing gas-solids suspensions. London, Chapman and Hall, 1971.
- 07 - _____ & WALTON, P.J. - "Fully developed turbulent boundary-layer flow of a fine solid-particle gaseous suspensions". Ind. and Eng. Chem. - Fundamentals 12(1): 175 - 182, 1973.
- 08 - CLARK, R.H. et alii - "Pneumatic conveying. Part I: The pressure drop during horizontal conveyance". Transactions Institut of Chemical Engineers 30: 209 - 224, 1952.

- 09 - CRANE, J.W. & CARLETON, W.M. - "Predicting pressure drop in pneumatic conveying of grains". Agriculture Engineering, mar 1957, n° 38: 168 - 171. In: MOHSENIN, N. Physical properties of plant and animal materials. New York, Gordon and Breach, 1970.
- 10 - DOGIN, M.E. & LEBEDEV, W.P. - Ingenero Phys. J. 11(12): 26, 1959 (apud 11).
- 11 - DUCKWORTH, R.A. - "Pressure gradient and velocity correction and their application design". In: First International Conference on the Pneumatic Transport of Solids in Pipes. 1971, p.25 - 52.
- 12 - DURAND, R. & CONDOLIOS, E. - Compte Rendue des Deuxieme Journées de l'Hydraulique. Paris, Société Hydrotechnique de France 1952, p.29 (apud 16).
- 13 - FARBAR, L. - "Flow characteristics of solid-gas mixtures". Ind. and Eng. Chem. 41(6): 1184 - 1191, 1949.
- 14 - GASTERSTADT, D. - "Experimental study of pneumatic transport". V.D.I - Z 68: 617 - 624, 1924 (apud 22).
- 15 - GERCHOW, F.J. - "Specifying components of pneumatic conveying systems". Chemical Engineering (3): 88 - 96, 1975.
- 16 - GOVIER, G.W. & AZIZ, K. - The flow of complex mixtures in pipes. New York, van Nostrand Reinhold, 1972.
- 17 - HARIU, O.H. & MOLSTAD, M.C. - "Pressure drop in vertical tubes in transport of solid by gases". Ind. and Eng. Chem. 41(6): 1148 - 1160, 1949.
- 18 - HAYDEN, J.W. & STELSON, J.E. - "Hydraulic conveyance of solids in pipes". In: International Symposium on Solids-

- 19 - HENRY, Z.A. - "Pressure losses and power input for pneumatic seed-cotton conveying systems". Tese (mestrado) Clemson Agricultural College, 1959.
- 20 - HITCHCOCK, J.A. & JONES, C. - "The pneumatic conveying of spheres through straight pipes". National Coal Board, M.R.E. Report nº 2503, 12 pp, 1956 (apud 11).
- 21 - JOTAKI, J. & MORI, H. - "Velocity and pipe friction of soya-beans in the horizontal pneumatic conveying pipe". Transactions J.S.M.E. 33(254): 1617 - 1624, 1967.
- 22 - KORN, A.H. - "How solids flow in pneumatic handling systems". Chemical Engineering (3): 108 - 111, 1950.
- 23 - KRAUS, M.N. - Pneumatic conveying of bulk materials. New York, the Ronald Press, 1968.
- 24 - MCCARTHY, H.E. & OLSON, J.H. - "Turbulent flow of gas-solid suspensions". Ind. and Eng. Chem. - Fundamentals 7(3): 471 - 483, 1968.
- 25 - MEHTA, N.C. et alii - "Pressure drop in air-solid flow systems". Ind. and Eng. Chem. 49(6): 986 - 992, 1957.
- 26 - MORIOKA, A. - "Design of pneumatic conveyor. 1 - suction conveyor for soyabeans and maize". Journal JSME, dec. 1969, 72, 611: 1680 - 1684.
- 27 - NEWITT, D.M. et alii - Transactions Institut of Chemical Engineers, 33, 93(1955) (apud 16).
- 28 - RADIN, J. et alii - "Drag reduction in solid-fluid systems" Aiche Journal 21(2): 358 - 371, 1975.
- 29 - RICHARDSON, J.F. & McLEMAN, M. - "Pneumatic conveying. Part II: Solids velocities and pressure gradients in a

- 30 - ROSE, H.E. & DUCKWORTH, R.A. - "Transport of solid particles in liquids and gases". The Engineer 227(5903): 392 - 396; 227(5904): 430 - 433; 227(5905): 478 - 483, Mar. 1969.
- 31 - THORNTON, W.A. - "The pneumatic transport of solids in pipes - A Bibliography. The British Hydromechanics Research Association. Cranfield, Redford, England, 1972.
- 32 - USPENSKII, V.A. - "Velocity of particles and coefficients of resistance in pneumatic conveying". Ekon Topliva 8 (3): 26 - 30, 1951 (apud II).
- 33 - VOGT, E.G. & WHITE, R.R. - "Friction in the flow of suspensions: granular solids in gases through pipe" - Ind. and Eng. Chem. 40(9): 1731 - 1738, 1948.
- 34 - WENN, C.Y. & GALLI, A.F. - "Dilute phase systems". In: DAVIDSON, J.F. & HARRISON, D.-Fluidization. London, Academic Press, 1971.
- 35 - WOLFE, R.R. et alii - "Predicting line pressure drop in pneumatic transport of chopped forage". Transactions of the ASAE pp 1047 - 1050, 1971.
- 36 - ZENZ, F. - "Two-phase fluid-solid flow", Ind. and Eng. Chem. 41(12): 2801 - 2806, 1949.
- 37 - _____ - "Conveyability of materials of mixed particle size". Ind. and Eng. Chem. 3(1): 65 - 75, 1964.

Agradecimentos

Ao Professor Dr. André Tosello, diretor da Faculdade de Engenharia de Alimentos pelo seus ensinamentos e orientação.

À Universidade Estadual de Campinas, que através de seus professores e funcionários, colaboraram na elaboração do trabalho.