

Uma Investigação Experimental de Ondas de Concentração em Leitos Fluidizados Líquido-Sólido. Parte 1: Caracterização do Sistema de Fluidização e Identificação de Instabilidades

Weliton Pereira Torres

University of Brasília, Department of Mechanical Engineering – FT
Campus Universitário, 70910-900, Brasília-DF, Brazil
e-mail: welitontorres@yahoo.com.br

Yuri Dumaresq Sobral

University of Brasília, Department of Mechanical Engineering – FT
Campus Universitário, 70910-900, Brasília-DF, Brazil
e-mail: yurisobral@brturbo.com

Francisco Ricardo da Cunha (corresponding author)

University of Brasília, Department of Mechanical Engineering – FT
Campus Universitário, 70910-900, Brasília-DF, Brazil
e-mail: frcunha@unb.br

Resumo. O presente artigo apresenta os principais resultados obtidos com a caracterização de um sistema de fluidização líquido-sólido. As quantidades características das partículas, como diâmetro e massa específica, são determinadas por meio de um tratamento estatístico criterioso. Em adição, análises de incerteza são desenvolvidas para as grandezas calculadas indiretamente. Um diagrama de fluidização típico de queda de pressão adimensional ao longo do leito em função do número de Reynolds é apresentado para um dos tipos de partículas ensaiadas. Em adição, configurações típicas de distúrbios de concentração de partículas em diferentes regiões da coluna de fluidização são visualizadas e interpretadas por meio de um sistema de imagens. Os resultados obtidos com a presente investigação experimental poderão ser usados para validar critérios de estabilidade de suspensões fluidizadas baseados na velocidade de propagação de ondas de concentração de altos e baixos comprimentos de onda que interagem ao longo do leito.

Palavras-chave: *leitos fluidizados, estabilidade, experimental, ondas de concentração.*

1. Introdução

O processo de fluidização ocorre quando um leito fixo de partículas sólidas é suspenso por uma corrente ascendente de gás ou líquido. À medida que a taxa de escoamento fluido que passa através do leito aumenta, o arrasto sofrido pelas partículas aumenta até um ponto em que o peso líquido das partículas é equilibrado por este arrasto. Um aumento subsequente da taxa de escoamento causará uma expansão do leito, gerando uma configuração aleatória de partículas sólidas suspensas em uma região do escoamento chamada de leito fluidizado. Um leito fluidizado é um sistema particulado bifásico complexo, que envolve fenômenos semelhantes aos que ocorrem em sedimentação (interação fluido-partícula por ação viscosa) e em escoamentos de materiais granulares (colisão partícula-partícula). O processo de fluidização é de grande interesse para a engenharia como também para estudos teóricos em matemática aplicada e física da matéria condensada. O interesse da engenharia neste processo se dá pelo alto grau de interação que se estabelece entre as partículas fluidizadas e o fluido. Dessa forma, altas taxas de transferência de calor e massa podem ser conseguidas em sistemas de tamanho reduzido. Conseqüentemente, implica em equipamentos de escala industrial de tamanhos reduzidos e instalações mais compactas e eficientes. Por estas razões, reatores a leitos fluidizados têm sido utilizados com sucesso em processos industriais. O transporte de material granular, por exemplo, e misturadores de alta eficiência puderam ser concebidos utilizando-se o fenômeno de fluidização. Várias outras aplicações podem ser encontradas em detalhes no livro clássico de Kunii & Levenspiel (1969).

De forma ilustrativa, pode-se mostrar seis padrões bem definidos de regimes de escoamentos que ocorrem em leitos fluidizados. O primeiro, representado na Fig. 1 (a), corresponde ao leito fixo, obtido quando a vazão de fluido é insuficiente para sustentar as partículas, que atuam como se fossem um meio poroso ou leito fixo. Como segundo padrão, representado na Fig. 1(b), tem-se o regime de fluidização mínima. O mesmo é obtido quando a vazão de fluido é tal que o arrasto sofrido pelas partículas equilibra o

peso líquido das mesmas. Nessa situação, praticamente, não há expansão do leito, mas percebe-se um rearranjo localizado de algumas partículas no sentido de resistir a fluidização. A partir desse limite de iminência de fluidização aumentando-se a vazão de fluido ascendente até um certo ponto, observa-se um regime de fluidização particulada. Regime este típico das regiões mais próximas ao distribuidor (ver, Fig. 1 (c)). Esse regime de fluidização desenvolve instabilidades em escalas de tempo muito menores do que nos regimes de fluidização agregativa, no qual as diferenças de concentração ao longo do leito são consideráveis. Quando a vazão é aumentada além do limite anterior, dois regimes podem aparecer. O regime de bolhas, Fig. 1 (d), é caracterizado por um regime instável no qual zonas de ausência de partículas (ou vazios) originam-se nas regiões inferiores do leito e se propagam em movimento ascendente, formando regiões de vazio no leito ou regiões de bolhas. Na Fig. 1(e) está representado o regime de pistões ou “slugging”, caracterizado por bolhas que crescem e ocupam toda a seção transversal do leito. Quando a vazão por outro lado atinge valores muito elevados, correspondente a velocidade terminal das partículas, as mesmas são arrastadas do leito, ocorrendo um transporte pneumático, representado na Fig. 1 (f).

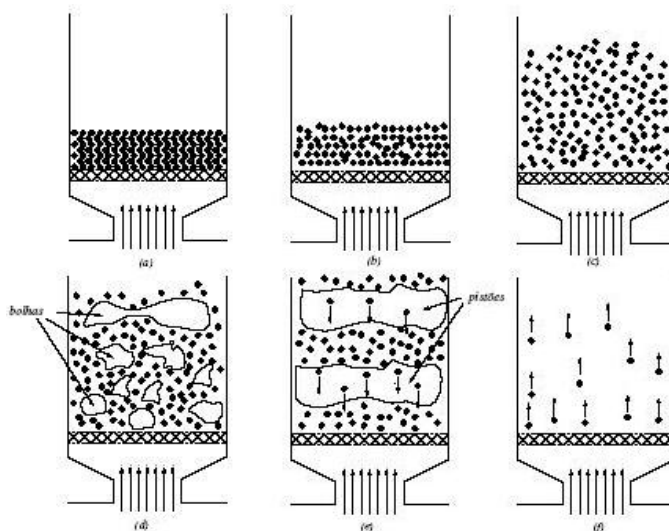


Figura 1. Tipos de fluidização identificadas em observações experimentais.

A literatura corrente sobre leitos fluidizados mostra que as aplicações são diversas e que ainda há muito a ser conhecido e investigado sobre sistemas de fluidização. Experimentos na área de sedimentação e fluidização em leitos fluidizados líquido-sólido para partículas esféricas e não-esféricas foram apresentados por Richardson and Zaki (1954) e correlações para a velocidade de mínima fluidização apresentadas por Barnea e Mednick (1975). Como exemplos de aplicações industriais mais recentes de leitos fluidizados pode-se citar o mecanismo de separação de partículas de Palma, Ronchi & Losnak (2001), a estação de tratamento de gases de escape de grandes fornalhas construída por Vasconcelos & Mesquita (2001) baseadas em um reator de leito fluidizado e os resultados experimentais sobre a evolução de ondas de concentração de pequena amplitude para bolhas em leitos fluidizados apresentados por Duru & Guazzelli (2002).

Neste trabalho examinam-se alguns aspectos de leitos fluidizados do ponto de vista experimental, visando a compreensão dos mecanismos físicos de propagação de ondas de concentração ou tendência de formação de agregados na suspensão em função dos parâmetros físicos adimensionais identificados por análise dimensional e de escala como: o número de Reynolds, o número de Froude, a razão de massa específica e a concentração volumétrica das partículas.

2. Análise de Escala

Considere a equação do movimento para um fluido newtoniano de massa específica e viscosidade constantes, descrita pela Eq. (1):

$$\rho \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u} = -\nabla P + \mu \nabla^2 \mathbf{u} + \rho \mathbf{g} \quad (1)$$

em que ρ denota a massa específica do fluido, \mathbf{u} é o campo de velocidade euleriano, $\mathbf{u}(\mathbf{x})$, μ é a viscosidade do fluido, P é a pressão mecânica e \mathbf{g} denota a aceleração da gravidade. Os termos de inércia e termos viscosos na Eq. (1) são representados, respectivamente, por: $\rho \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u}$ e $\mu \nabla^2 \mathbf{u}$. Tomando L e U como sendo escalas típicas de comprimento e velocidade, respectivamente, as escalas destas forças são escritas na forma $F_i = |\rho \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u}| \sim \rho U^2 L^2$ e $F_\mu = |\mu \nabla^2 \mathbf{u}| \sim \mu UL$, em que F_i representa as forças de inércia e F_μ representa as forças viscosas. A razão entre essas escalas representa o número de Reynolds global do escoamento dado pela Eq. (2).

$$\text{Re} = \frac{F_i}{F_\mu} = \frac{\rho U d_s}{\mu} \quad (2)$$

com $L=d_s$. Note que o número de Reynolds de partícula Re_p é obtido em termos do número de Reynolds global pela relação $\text{Re}_p = \text{Re} (d_p \cdot d_s)$. No contexto de leitos fluidizados, U denota a velocidade ascendente do fluido, equanto, d_p e d_s são os diâmetros das partículas e da seção transversal do tubo de fluidização, respectivamente.

O número de Froude representa a razão entre as escalas de força de inércia e força gravitacional atuantes sobre uma partícula fluida no escoamento. A força gravitacional tem sua escala característica dada por $F_g = |\rho g V| \sim \rho L^3 g$. Define-se, portanto, o parâmetro adimensional número de Froude, Fr , como uma medida relativa entre a força de inercia e a gravitacional.

$$Fr = \frac{F_i}{F_g} = \frac{U^2}{d_p g} \quad (3)$$

com $L=d_p$. A razão de massa específica, r , é expressa pela razão entre as massas específicas das partículas e do fluido, isto é, $r = \rho_p / \rho$. Em que ρ_p representa a massa específica das partículas e ρ a massa específica do fluido. Finalmente, a concentração de partículas, ϕ , é dada pela razão entre o volume de partículas e o volume total do leito, determinado pelo seu comprimento de expansão. Portanto, $\phi = V_p / V_l$. Em que V_p corresponde ao volume de partículas no leito e V_l representa o volume total do leito calculado a partir de seu comprimento de expansão.

Da análise anterior, identificam-se como parâmetros físicos principais para a caracterização da dinâmica dos leitos fluidizados os números de Reynolds e Froude.

3. Bancada de ensaios

Para a realização das investigações experimentais da dinâmica de leitos fluidizados foi construída uma bancada de ensaios de um leito fluidizado do tipo líquido-sólido, mostrada na fig.2(a), assim como um desenho esquemático.

A bancada de testes apresentada na Fig. 2 é composta de: uma bomba centrífuga Somar SCX2 de 2cv de potência e vazão máxima igual a 19,2m³/s, responsável pela alimentação da seção de testes com diferentes vazões de fluido de trabalho (água); três medidores de vazão (um hidrômetro LAO com vazão máxima de 1,5m³/s e resolução 0,001m³/s, um rotâmetro Landa com vazão máxima de 45l/min e resolução 0,25l/min e uma caixa de armazenamento com capacidade para 87,5l e resolução de 0,625l) e, finalmente, de um medidor de pressão (tubo em U de coluna de água de precisão igual a 50Pa). Uma foto da bancada é apresentada na Fig. 2(a). A Fig. 2(b) apresenta em maiores detalhes a localização dos componentes principais da bancada mostrada na Fig 2. A bomba centrífuga (B) fornece à seção de testes uma vazão de fluido que é determinada inicialmente pelo rotâmetro (A). Em seguida essa vazão é registrada pelo hidrômetro (C) passando posteriormente pela seção de testes (D). Ao longo da seção de testes encontram-se tomadas de pressão (G) que registram a queda de pressão em vários pontos dessa seção. Após cruzar a seção de testes, o fluido passa ainda por um outro medidor de vazão (F), fechando assim o ciclo. O inversor

de frequências da marca Danfoss modelo VLT 2800 (E) é responsável pela regulagem da vazão fornecida pela bomba, controlando flutuações na vazão que seriam fontes de instabilidades no leito. A integração desses componentes define o ciclo fechado através do qual o fluido circula, retornando sempre à bomba centrífuga.

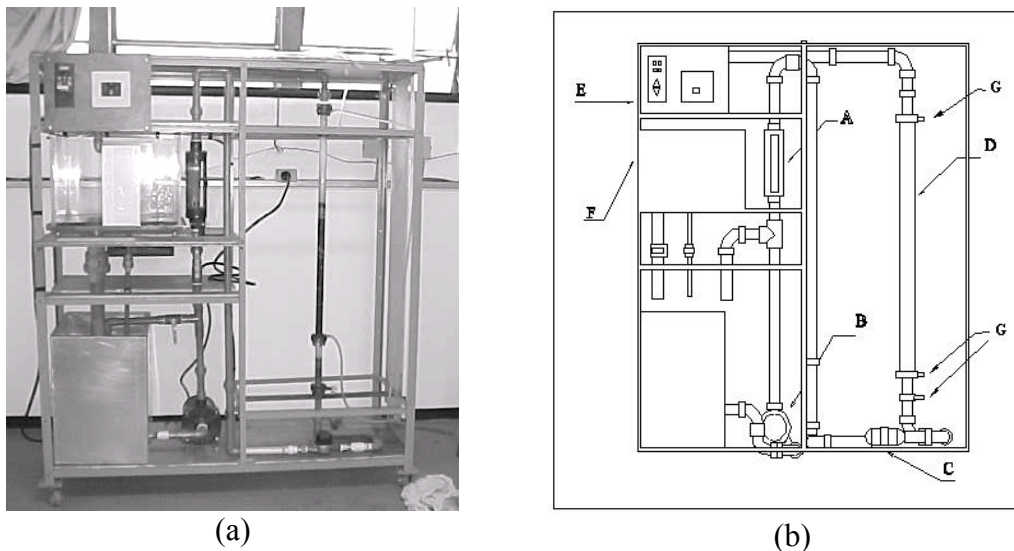


Figura 2. (a) Bancada de ensaios líquido-sólido. (b) Representação esquemática da bancada de ensaios (vista frontal). Rotâmetro (A), bomba centrífuga (B), hidrômetro (C), seção de testes (D), inversor de frequências e disjuntor (E), caixa de armazenagem (F) e tomadas de pressão (G)

4. Caracterização do sistema de fluidização

4.1. Partículas e do fluido de trabalho

Para uma estimativa confiável das grandezas e propriedades de interesse relativas às partículas e ao fluido de trabalho, foram coletados vários valores para cada propriedade mensurada nas mesmas condições para cada tipo de partícula ensaiado. Em adição, foram utilizados diferentes processos de medição para a qualificação da densidade, diâmetro médio e volume de cada partícula. O trabalho utiliza em toda a sua extensão de uma análise estatística de tratamento de dados. As principais fontes de erro associadas a cada processo são também identificadas e sua influência numericamente calculada.

A análise utiliza-se de valores médios e desvios padrões na formulação de resultados e de conceitos matemáticos de propagação de erros e análise de incertezas para determinar o grau de precisão nas grandezas determinadas de maneira indireta. A caracterização dos erros aplicada é baseada nos trabalhos de Kline & McClintock (1953) e Schraub et al. (1965).

Para os diversos testes realizados, foram utilizadas partículas de diferentes características e propriedades. Dentre essas, destacam-se o diâmetro, o volume e a massa específica. Foram caracterizados seis tipos de partículas, os quais incluem partículas de vidro, plástico e metal. Foi analisado um lote de cem amostras escolhidas aleatoriamente dentre o total de amostras de cada espécime. Para cada lote de partículas selecionado, o diâmetro de cada espécime foi medido com a ajuda de um micrômetro. Em seguida foram determinados os diâmetros médios e os desvios padrões associados a cada tipo de partícula.

A determinação do volume global médio das partículas tem como base duas metodologias. A primeira é baseada no diâmetro médio das partículas estimado por análise estatística. A segunda é baseada no volume de fluido deslocado por um certo número de partículas conhecido. Utilizando o diâmetro médio calculado para as partículas e supondo-as esferas perfeitas, aproxima-se o volume global médio do lote de partículas pelo produto entre o número total de partículas e o volume de uma esfera. Para a determinação do volume global médio das partículas por meio do volume de líquido deslocado foram inseridos em uma proveta diferentes números de espécimes de cada lote e em seguida registrados os volumes deslocados por cada um desses lotes.

Para o cálculo da massa específica das partículas foi escolhido um lote com um número conhecido de espécimes e sua massa foi determinada em uma balança da marca Marte, modelo AS 5500 e de precisão 0,01g. Em seguida, o volume desse lote foi determinado pelo método do volume de líquido deslocado. Na caracterização do fluido de trabalho, duas propriedades foram determinadas: a massa específica e a viscosidade dinâmica. A massa específica do líquido foi quantificada medindo-se a massa de um certo volume de água previamente determinado por meio de um béquer graduado. Para o cálculo da viscosidade, utilizou-se de um viscosímetro digital programável da marca Brookfield, modelo DV2 de precisão 0,01 mPa.s. A viscosidade do líquido foi determinada a várias taxas de cisalhamento e as rotações utilizadas variaram de 100 a 200 rpm e uma temperatura aproximadamente constante de $24,4 \pm 0,05$ °C.

A Tab. 1 mostra os diâmetros médios e os desvios padrões associados a cada tipo de partícula caracterizada. É visto que o desvio padrão associado é função da esfericidade dos espécimes e da regularidade do processo de fabricação dos componentes de cada lote. Uma análise da Tab. 1 mostra que os menores desvios padrões apresentam-se associados às partículas do tipo II e VI, evidenciando assim uma maior uniformidade de diâmetros entre os espécimes do lote analisado .

Tabela 1. Diâmetro Médio e Desvio Padrão para cada tipo de partícula ensaiada

<i>Tipo de Partícula</i>	<i>Diâmetro Médio (mm)</i>	<i>Desvio Padrão (mm)</i>
<i>Tipo I</i>	2,922	<u>+0,2017</u>
<i>Tipo II</i>	4,692	<u>+0,0322</u>
<i>Tipo III</i>	2,592	<u>+0,1884</u>
<i>Tipo IV</i>	1,740	<u>+0,1455</u>
<i>Tipo V</i>	6,013	<u>+0,0669</u>
<i>Tipo VI</i>	5,942	<u>+0,0282</u>

A partir de uma análise estatística, observa-se que a distribuição de probabilidades para os diâmetros dos espécimes do lote selecionado pode ser ajustada de maneira satisfatória por uma distribuição normal ou gaussiana. Um resultado típico para esse ajuste é mostrado na Fig. 4, em que a curva densidade de probabilidades para partículas tipo VI é ajustada por uma gaussiana de média $\mu = 5,94$ e variância $\sigma^2 = 0,000795$.

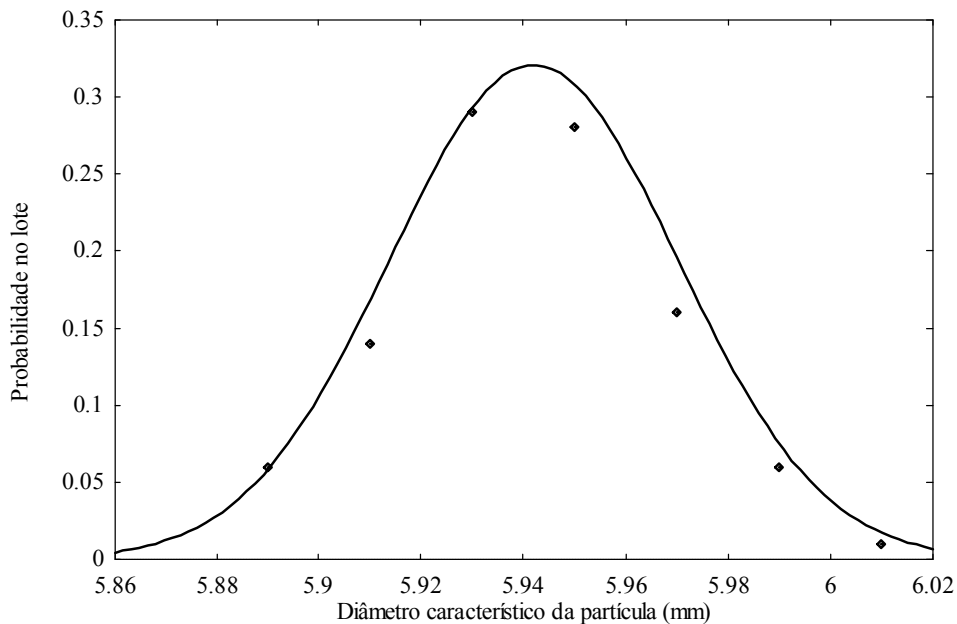


Figura 4. Ajuste da distribuição de probabilidades para o diâmetro médio das partículas Tipo VI

A Tab. 2 apresenta os resultados obtidos para o volume médio e para os desvios padrões associados para cada lote de partículas analisado, com base nas duas metodologias empregadas. Nota-se que os

maiores desvios observados estão ligados aos espécimes do Tipo II, V e VI, respectivamente. Esses tipos de partícula apresentam também os maiores desvios padrões para os diâmetros característicos, evidenciando a influência da esfericidade das partículas sobre a determinação dos volumes médios.

Da comparação dos volumes globais médios obtidos por meio das duas metodologias aplicadas, observa-se uma excelente concordância entre os resultados. Nas amostras do tipo I, III, IV, no entanto, os desvios entre os volumes encontrados a partir das duas metodologias foram consideráveis. Estes desvios eram previstos considerando os desvios padrões encontrados para os diâmetros médios desses tipos de partícula, apresentados na Tab 1. Na fase de medição do diâmetro dessas partículas notou-se uma diferença significativa de tamanho e esfericidade entre as amostras do lote, sendo estes fatores os principais responsáveis pelos elevados desvios observados.

A Tab. 3 apresenta os resultados obtidos para a densidade média e os desvios padrões associados a cada tipo de partícula caracterizado. Apesar dos maiores desvios padrões observados para o diâmetro e volume médios estarem associados às partículas do Tipo II, V e VI, os maiores desvios relativos para a massa específica apresentam-se associados aos tipos I, II e V, evidenciando que a além dos desvios de volume existem variações significativas de densidade dentre os espécimes de um mesmo lote.

Tabela 2. Volumes médios para cada grupo de partículas

<i>Partícula</i>	<i>Volume médio (Diâmetro médio) ($\cdot 10^{-6} m^3$)</i>	<i>Incerteza de medição</i>	<i>Volume médio (Líquido deslocado) ($\cdot 10^{-6} m^3$)</i>	<i>Desvio Padrão</i>	<i>Desvio Absoluto ($\cdot 10^{-6} m^3$)</i>	<i>Desvio Relativo</i>
<i>Tipo I</i>	0,0130	$\pm 0,00270$	0,0145	$\pm 0,00099$	$\pm 0,0015$	10,34 %
<i>Tipo II</i>	0,0540	$\pm 0,00111$	0,0533	$\pm 0,00165$	$\pm 0,0007$	1,31 %
<i>Tipo III</i>	0,0091	$\pm 0,00198$	0,0115	$\pm 0,00027$	$\pm 0,0024$	20,86 %
<i>Tipo IV</i>	0,0027	$\pm 0,00069$	0,0030	$\pm 0,00020$	$\pm 0,0003$	10,00 %
<i>Tipo V</i>	0,1138	$\pm 0,00379$	0,1116	$\pm 0,00376$	$\pm 0,0022$	1,97 %
<i>Tipo VI</i>	0,1098	$\pm 0,00156$	0,10921	$\pm 0,00176$	$\pm 0,0006$	0,54 %

Tabela 3. Massa específica das partículas analisadas

<i>Partículas</i>	<i>Massa específica média (kg/m^3)</i>	<i>Desvio padrão</i>	<i>Desvio padrão relativo (%)</i>
<i>Tipo I</i>	2404	$\pm 113,2$	$\pm 4,7$
<i>Tipo II</i>	2441	$\pm 68,7$	$\pm 2,8$
<i>Tipo III</i>	6732	$\pm 127,5$	$\pm 1,9$
<i>Tipo IV</i>	7577	$\pm 48,9$	$\pm 0,6$
<i>Tipo V</i>	1710	$\pm 59,5$	$\pm 3,4$
<i>Tipo VI</i>	1036	$\pm 17,7$	$\pm 1,7$

Para a caracterização do fluido foram analisadas a massa específica e a viscosidade. Os resultados obtidos para essas propriedades bem como os desvios associados às suas medidas apresentam-se listados na Tab 4.

Tabela 4. Propriedades do fluido de trabalho

	<i>Média</i>	<i>Desvio padrão</i>
<i>Massa específica (kg/m^3)</i>	933,14	$\pm 49,522$
<i>Viscosidade (Pa.s)</i>	0,00121	$\pm 0,000056$

4.2. Calibração dos medidores de vazão

Os três medidores de vazão especificados anteriormente foram calibrados, com o objetivo de verificar suas precisões, bem como as principais fontes de erro em suas medições. Como medidores de vazão principais e como base para a calibração do rotâmetro foram utilizados o hidrômetro e a caixa de

armazenagem. O rotâmetro foi usado em etapas posteriores do ensaio para o controle efetivo da vazão de líquido na seção de testes uma vez que fornece uma leitura direta da vazão. Para a calibração do rotâmetro foram escolhidos em seu mostrador diversos valores nominais para a vazão de fluido. Após o sistema atingir regime permanente foram avaliadas as vazões efetivas correspondentes a cada vazão nominal, sendo estas determinadas por meio do hidrômetro e da caixa de armazenagem de fluido.

A partir dos dados colhidos para a calibração do rotâmetro foram levantadas curvas de calibração pelos dois métodos utilizados para cálculo da vazão. Dessas curvas a vazão efetiva foi determinada, conforme as relações $Q_{ef} = 1.03 Q_n$ (método do hidrômetro) e $Q_{ef} = 0.99 Q_n$ (método da caixa de armazenagem), em que Q_{ef} representa a vazão efetiva e Q_n a vazão nominal, ambas em m^3/s .

Considerando-se as vazões mínima e máxima fornecidas pela bomba, temos para o escoamento no interior da seção de testes as velocidades mínima e máxima de 0.103 e 1.095 m/s, respectivamente. A partir dessas velocidades, da massa específica do fluido e dos diâmetros de cada tipo de partícula, determina-se como limites de trabalho para o Reynolds de partícula os valores mínimo e máximo de 150 e 5000, respectivamente. Do mesmo modo, determinam-se os limites para o Reynolds do escoamento, que apresenta 2500 como limite inferior e 25000 como limite superior. A partir dos valores encontrados para o Reynolds do escoamento, conclui-se que os efeitos das forças de inércia são dominantes no escoamento, fato que não significa que os efeitos viscosos serão desprezados nas futuras análises.

Da mesma forma que para o Reynolds de partícula, existe também um número de Froude associado a cada tipo de partícula. Nas corridas experimentais, o número de Froude pode variar na faixa de 0,2 a 70. Pode-se, então, trabalhar com faixas de Froude nas quais as forças de gravidade têm papel relevante ao escoamento e faixas onde essas forças não representam grande influência se comparadas às forças de inércia. Foram possíveis investigar regimes de fluidização com seis razões de massa específica: 1.11; 1.83; 2.57; 2.62; 7.21 e 8.12.

4.3. Erros associados aos parâmetros adimensionais

No presente experimento, os parâmetros adimensionais foram calculados indiretamente conhecendo-se quantidades geométricas, propriedades termofísicas do fluido e quantidades de escoamento além de outras grandezas mensuradas no leito. Considerando o número de Reynolds, o erro associado à sua medida, ΔRe , é avaliado por uma série de Taylor de primeira ordem, expresso pela Eq (4):

$$|\Delta Re| = \frac{UL}{\mu} \Delta\rho + \frac{\rho L}{\mu} \Delta U + \frac{\rho U}{\mu} \Delta L + \frac{\rho UL}{\mu^2} \Delta\mu \quad (4)$$

em que $\Delta\rho$, ΔU , ΔL e $\Delta\mu$ representam respectivamente os erros associados à massa específica do fluido, à velocidade, ao comprimento e à viscosidade dinâmica.

Comparando-se os resultados obtidos para cada tipo de partícula, encontra-se para o erro máximo do número de Reynolds de partícula um valor igual a 560. Enquanto que para o Reynolds do escoamento o erro máximo observado é da ordem de 1250. Aplicando o mesmo procedimento para o número de Froude, o erro para esse parâmetro, ΔFr , pode ser calculado por meio da Eq (5):

$$|\Delta Fr| = \frac{U}{Lg} \Delta U + \frac{U^2}{Lg^2} \Delta g + \frac{U^2}{L^2g} \Delta L \quad (5)$$

em que Δg representa o erro associado à aceleração gravitacional. Portanto, o erro máximo observado por esta metodologia é da ordem de 10.44. Considerando a razão de massa específica partícula-fluido, o erro associado, Δr , pode ser determinado pela Eq (6):

$$|\Delta r| = \frac{\Delta\rho_p}{\rho} + \frac{\rho_p}{\rho^2} \Delta\rho \quad (6)$$

em que $\Delta\rho_p$ representa o erro associado à massa específica das partículas. Para a razão de densidades, o erro máximo encontrado foi da ordem de 0.50.

4.4. Queda de pressão ao longo da seção de testes

Para o levantamento dos diagramas da queda de pressão adimensional em função do número de Reynolds, a vazão de fluido através seção de testes foi variada de modo a se obter a faixa de Reynolds de trabalho para o escoamento. Para cada Reynolds estabelecido foram registrados o comprimento do leito e a queda de pressão ao longo da seção de testes. Os resultados obtidos são sumarizados na Tab. 5.

Tabela 5. Reynolds do escoamento, concentração de partículas e queda de pressão. Partículas Tipo III. A velocidade U é a velocidade média na seção transversal do leito fluidizado.

Reynolds (Re)	L (m)	Concentração (ϕ)	ΔP (Pa)	ρU^2 (Pa)	$\Delta P / \rho U^2$
2521	0,32	0,231	7680,45	10,88	705,92
2799	0,35	0,295	7680,45	13,66	562,25
3076	0,38	0,279	7497,58	16,50	454,39
3354	0,42	0,252	7497,58	19,62	382,13
3631	0,44	0,241	7406,15	23,00	322,00
3932	0,47	0,221	7406,15	26,96	274,70
4210	0,50	0,212	7360,43	30,91	238,12
4487	0,52	0,204	7360,43	35,12	209,57
4765	0,55	0,193	7314,72	39,60	184,71
5042	0,59	0,186	7223,28	44,34	162,90
5320	0,63	0,171	7131,85	49,36	144,48
5598	0,68	0,158	7086,13	54,65	129,66
5898	0,73	0,143	6994,70	60,67	115,29
6176	0,78	0,136	6948,98	66,02	105,25
6543	0,84	0,126	6857,55	74,73	91,76

Procedendo com uma análise de escala da equação de movimento para um fluido newtoniano incompressível, Eq. (1), observa-se que a variação de pressão, ΔP , ao longo do escoamento pode ser expressa da seguinte forma:

$$\frac{\Delta P}{L} \sim \frac{\rho U^2}{L} + \frac{\mu U}{L^2} \quad (7)$$

Dividindo-se todos os termos da Eq. (7) por $\rho U^2/L$, tem-se que a queda de pressão adimensional, $\Delta P/\rho U^2$ é dada por

$$\frac{\Delta P}{\rho U^2} \sim \frac{\mu}{\rho U L} + 1 \quad (8)$$

Note que a Eq. (8) pode ser entendida como uma relação teórica entre a queda de pressão e o número de Reynolds do escoamento da seguinte forma:

$$\frac{\Delta P}{\rho U^2} = C_1 \text{Re}^{-1} + C_2, \quad (9)$$

em que C_1 e C_2 são constantes. Plotando-se a queda de pressão adimensional ao longo da seção de testes em função do número de Reynolds do escoamento nota-se que os dados experimentais são ajustados de maneira satisfatória pela equação (9). O resultado desse ajuste é apresentado na Fig. 5.

Os resultados experimentais são preditos por meio da Eq. (9), mostrando uma dependência da queda de pressão com o número de Reynolds do escoamento da forma Re^{-1} . A mesma dependência funcional da pressão com o número de Reynolds foi proposta empiricamente para leitos fixos por Ergun (1952).

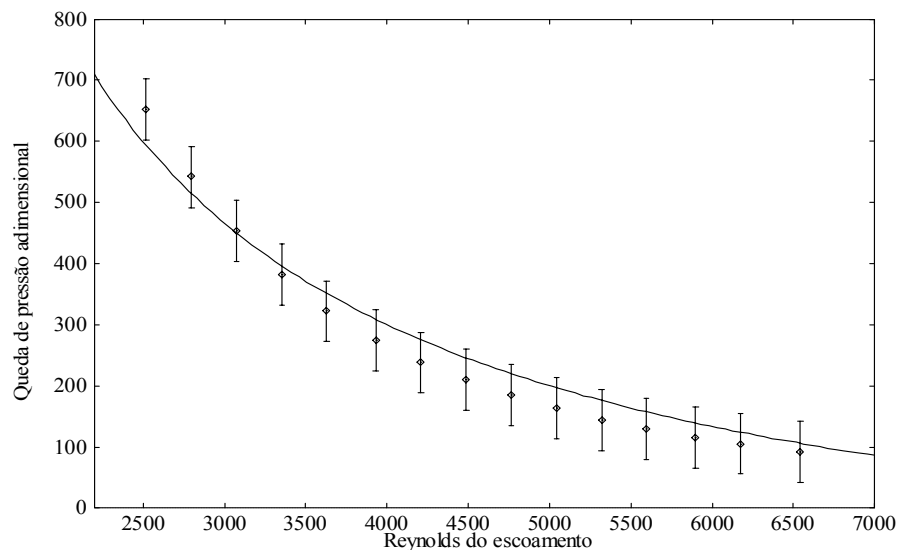


Figura 5. Queda de pressão por unidade de comprimento do leito em função do Reynolds do escoamento, para partículas do tipo III, com $r = 7,2$. A concentração de partículas varia com a expansão do leito fluidizado.

5. Visualizações das ondas de concentração

Visualizações de regimes de instabilidade no leito, associados com a propagação de ondas de concentração, foram obtidas por meio de um sistema de processamento de imagens, composto de uma câmera digital SONY Handycan TRV130 com 30Hz de frequência de aquisição e um microcomputador com programa adequado de tratamento de imagens. O intervalo médio entre as fotos que compõem cada seqüência é de aproximadamente 1s. Com a técnica de imagem pretende-se quantificar a velocidade de propagação, o comprimento de onda e a amplitude das ondas de concentração que se propagam ao longo do leito fluidizado. Recentemente, Sobral e Cunha (2004) examinaram modelos de leitos fluidizados que associam regimes instáveis a critérios baseados na diferença entre as velocidades de propagação de ondas de concentração de altas e baixas frequências. Com o suporte dos resultados experimentais das ondas de concentração, deseja-se validar os modelos teóricos apresentados em Sobral & Cunha (2004), visando identificar possíveis mecanismos de interações partícula-partícula e fluido-partícula responsáveis pela estabilização e desestabilização de leitos fluidizados.

Foram identificadas ondas de concentração de diferentes comprimentos de onda ao longo do comprimento de expansão do leito. Regiões próximas ao distribuidor de fluxo, conforme mostrado na Fig. 6, localizadas logo na entrada do leito, são caracterizadas por ondas de pequenos comprimentos de onda de baixas amplitudes e altas frequências. Em regiões da coluna de fluidização a maiores distâncias do distribuidor, como pode ser identificado na Fig. 7, podem estar presentes ondas de diferentes escalas de comprimentos de onda, amplitudes e frequências que, ao interagirem, podem resultar em configurações de ondas fortemente não-lineares. Esta situação é verificada em regiões da parte mais superior da coluna de fluidização, conforme pode ser visto na Fig. 8. Devido a interação e interferências dessas ondas de concentração intrínsecas ao movimento de leitos fluidizados, a suspensão pode evoluir para uma condição de instabilidade com um alto grau de heterogeneidade de regiões de vazios e agregados.

Define-se um cenário de interação contínua de ondas de diferentes características e um crescimento quase instantâneo das instabilidades para velocidades de ondas de alta frequência menores do que as velocidades das ondas de baixa frequência. Nessa condição, o leito evolui de uma configuração de ondas planas de amplitudes finitas para uma configuração em que essas ondas interagem também com distúrbios secundários associados a gradientes de concentração de partículas que induzem correntes convectivas no

leito. Esse mecanismo tem sido estudado por meio de uma análise de interações de ondas de diferentes ordens em leitos fluidizados por Sobral & Cunha (2004). Observa-se um mecanismo de propagação de ondas em que algumas partículas em movimento descendente pela ação líquida da gravidade dentro da grande região de vazio de partículas atingem a superfície do próximo pacote de partículas e são novamente propagadas para cima por ação do arrasto do escoamento e das outras partículas do agregado inferior. Este é na verdade o mecanismo pelo qual um agregado de partículas se propaga como ondas de concentração aproximadamente planas quebrando a homogeneidade de distribuição de partículas no leito. As Fig. 6, 7 e 8 reproduzem a evolução de algumas ondas de concentração características das três possibilidades de configurações instáveis descritas. Ondas de concentração de baixas e altas frequências em leitos fluidizados foram também observadas nos experimentos realizados por El Kaissy & Homsy (1976).

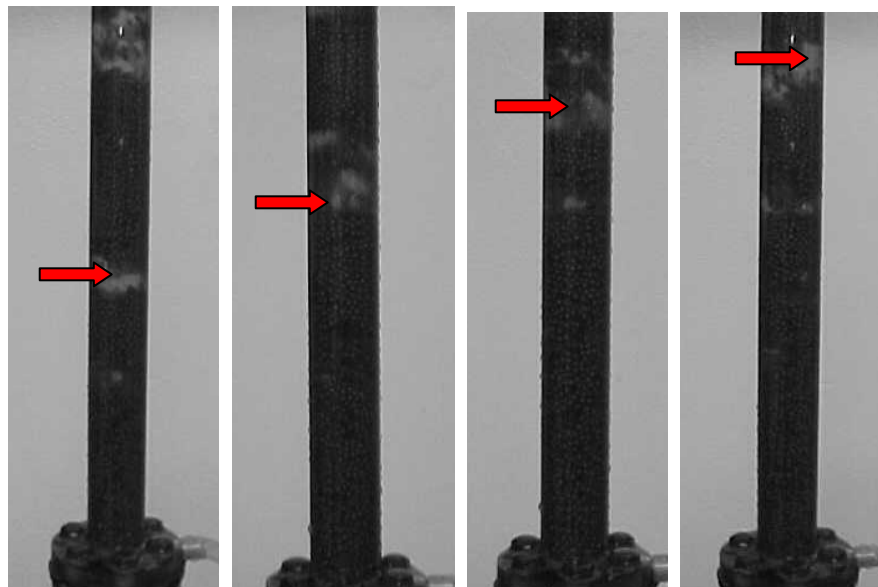


Figura 6. Ondas de concentração (Região próxima ao distribuidor). Partículas tipo III, com $Re_p = 5900$; $Re = 510$; $Fr = 1.87$; $r = 7.2$ e $\phi = 14\%$.

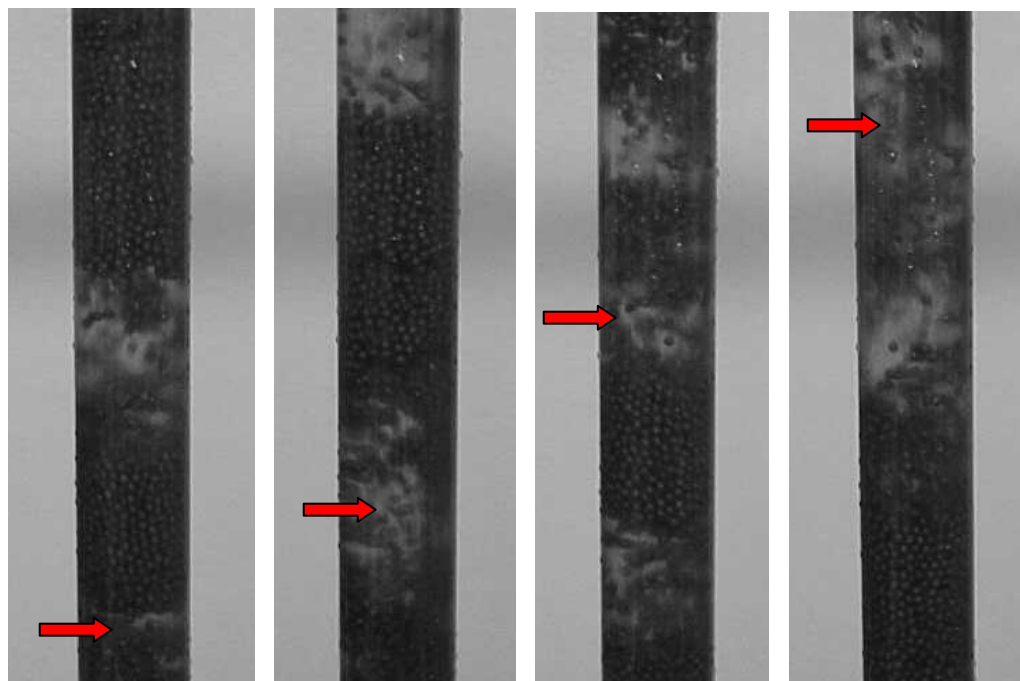


Figura 7. Ondas de concentração (Região pouco afastada do distribuidor). Partículas tipo III, com $Re_p=5900$; $Re = 510$; $Fr = 1.87$; $r = 7.2$ e $\phi = 14\%$.

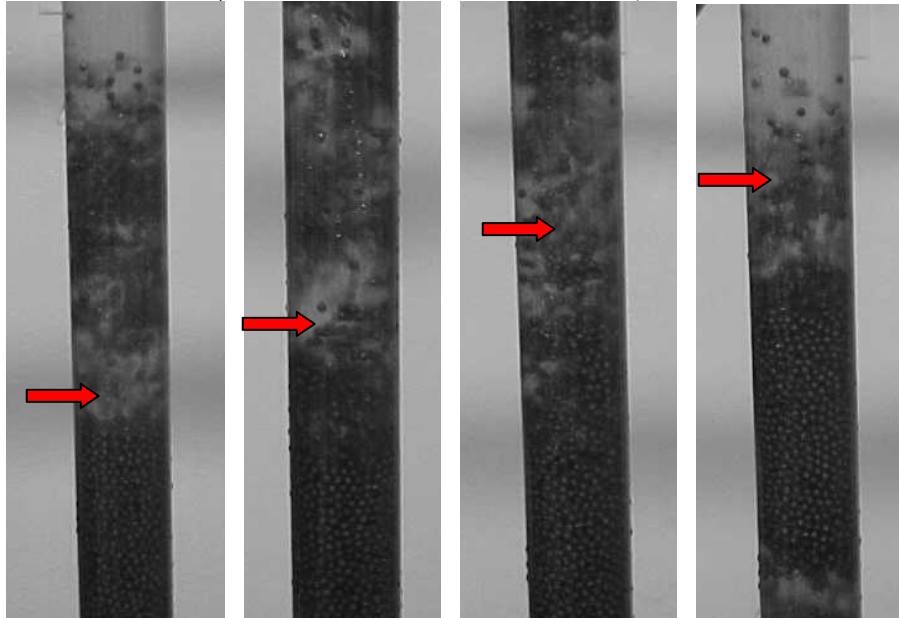


Figura 8. Ondas de concentração (Região distante do distribuidor). Partículas Tipo III, com $Re_p=5900$; $Re = 510$; $Fr = 1.87$; $r = 7.2$ e $\phi = 14\%$.

Os resultados apresentados nesta seção mostraram que é possível caracterizar ondas de concentração em leitos fluidizados utilizando-se técnicas de tratamento de imagens. As propriedades dessas ondas, obtidas dos experimentos, poderão direcionar estudos mais ambiciosos no que tange à identificação de mecanismos de interação de ondas responsáveis pelos regimes de instabilidade observados em fluidização líquido-sólido.

6. Referências

- Barnea, E., Mednick, R. L., "Correlation for Minimum Fluidisation Velocity", 1975, Trans. Instn Chem. Engrs, vol. 53, pp278-281;
- Duru, P., Guazzelli, É., 2002, "Experimental Investigation on the Secondary Instability of Liquid-Fluidized Beds and the Formation of Bubbles.", Journal of Fluid Mechanics, vol 470, pp359-382;
- El Kaissy, M. M., Homsy, G. M., 1976, "Instability Waves and the Origin of Bubbles in Fluidized Beds-I", Int. Journal Multiphase Flow, vol. 2, pp379;
- Ergun, S., "Fluid Flow Through Packed Columns", 1952; Chemical Engineering Progress, Vol 48, pp89-94, 1952;
- Kline, S. J., McClintock, F. A., 1953, "Uncertainties in Single-Sample Experiments", Mechanical Engineering, January 1953, pp3-8;
- Kunii, D., Levenspiel, O., 1969, "Fluidization Engineering", Robert, E. Krieger Publishing Company Inc., Malabar, EUA;
- Richardson, J. F., Zaki, W. N., 1954, "Sedimentation and Fluidization" Trans. Instn Chem Engrs, vol.32, pp35-52;
- Schraub, F. A., Kline, S. J., Henry, J., Runstadler, P. W. & Little, A., 1965, "Use of Hydrogen Bubbles for Quantitative Determination of Time-Dependent Velocity Fields in Low-Speed Water Flows", Journal of Basic Engineering, June 1965, pp429-444;
- Sobral, Y.D., Cunha, F.R., 2004, "Hydrodynamic and Magnetic Effects on the Concentration Wave Stabilization in Fluidized Beds", Rev. Iberoam. Ing. Mec., 30p. (in Portuguese) (to appear).

- Sobral, Y. D., 2004, “Estabilidade Hidrodinâmica e Magnética de Leitos Fluidizados”, ENM/FT/UnB, Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica DM-73, 315p.
- Vasconcelos, P. D. S., Mesquita, A. L. A., 2001, “Development of a Mathematical Model to Treat the Albras Break Furnaces Fumes Based on a Cooling Tower and a Fluidised Bed.” Light metals, TMS-The Minerals, Metals & Materials Society (ed J. L. Anjier), pp643-649.