

BANCADA DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE A FRIO: EXPERIMENTOS E ANÁLISE DE DADOS

Flavio MICHELS BIANCHI¹; Thiago FERNANDES DE AQUINO¹

¹Associação Beneficente da Indústria Carbonífera de Santa Catarina (SATC), ^aflavio.bianchi@satc.edu.br; ^bthiago.aquino@satc.edu.br

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo principal gerar dados experimentais em uma bancada de fluidização a frio a partir da análise dos efeitos das pressões no comportamento hidrodinâmico dos sistemas em leito fluidizado que permitisse posterior implementação em modelos numéricos de simulação em reatores de combustão e gaseificação. Estes modelos, por sua vez, visam à previsibilidade dos fenômenos associados à dinâmica não reacional dos sistemas. Dentre os dados experimentais, foram obtidas as velocidades de mínima fluidização, o cálculo dos coeficientes e forças de arraste das partículas e as principais perdas de carga inerentes ao processo quando submetidos a diferentes regimes de fluidização. Este estudo foi realizado analisando basicamente as variações de pressões do sistema em pontos específicos que podem ser relacionadas com os parâmetros de estudo citados. Além disso, foram também investigadas e selecionadas as partículas usadas nos testes com a utilização de ensaios específicos para determinação de parâmetros físicos como as massas específicas e geométricos como porosidade do leito, esfericidade e distribuição granulométrica. As velocidades de mínima fluidização, coeficientes e forças de arraste estiveram de acordo com a literatura. Observou-se o distribuidor de ar, leito e *downcomer* como os responsáveis pelas maiores perdas de carga no sistema.

Palavras-chave: Combustão. Gaseificação. Fluidização. Forças de Arraste. Velocidades de Mínima Fluidização.

ABSTRACT

The present article had as main objective to generate experimental data in a cold flow fluidized bed bench scale unit from analysis of the effects of the pressures in the hydrodynamic behavior of systems operating in fluidized bed regime that allows later implementation in numerical models of simulation in combustion and gasification reactors. These models, on the other hand, aim at the predictability of the phenomena associated with the nonreactional dynamics of the systems. Among the experimental data, the velocities of minimum fluidization, the calculation of the coefficients and drag forces of the particles and the main pressure drop inherent to the process when submitted to different fluidization regimes were obtained. This study was carried out basically analyzing the variations of system pressures at specific points that can be related to the study parameters mentioned. In addition, the particles used in the tests were also investigated and selected using specific tests to determine physical parameters such as densities, void fraction, sphericity and particle size distribution. The minimal fluidization velocities, drag coefficient were in agreement with the literature. The air distributor plate, bed and downcomer were observed as the mainly responsible for the largest pressure drops in the system.

Key-Words: Combustion. Gasification. Fluidization. Drag Forces. Minimum Fluidization Velocity.

1 INTRODUÇÃO

O sistema energético brasileiro, predominantemente sustentado em energia hidráulica, é dependente do regime de águas, o que não confere confiabilidade na segurança energética do país. Energia proveniente de fontes como o carvão mineral e biomassas disponíveis no sul do Brasil, mostram-se atualmente como excelentes alternativas para suprir esta demanda. A utilização de combustíveis sólidos como biomassas e carvão

mineral, aliado à tecnologia de combustão e gaseificação, possuem as mais diversas aplicações, dentre elas a geração de calor e energia elétrica.

Sobre o aspecto econômico, sabe-se que boa parte das empresas da região sul de Santa Catarina utiliza atualmente o gás natural de origem boliviana como fonte energética em seus processos industriais. Um dos exemplos mais claros é o setor cerâmico, que utiliza o gás natural no processo de preparação da massa cerâmica e principalmente nos fornos para a

queima das peças. Estima-se que o custo deste gás represente quase 30% do total do processo, sendo que este tem sofrido contínuos reajustes de preços e estão sempre ligados a incertezas políticas. A geração de gás de baixo a médio poder calorífico a partir da gaseificação de combustíveis sólidos pode substituir o gás natural, respeitando a viabilidade técnica, econômica e ambiental.

A tecnologia de leito fluidizado circulante (LFC) se destaca entre as tecnologias existentes para conversão de combustíveis sólidos como sendo bem indicada em se tratando de combustíveis que possuem elevados teores de cinzas em sua constituição, como os carvões minerais brasileiros. Esta tecnologia tem como principais características: bom contato gás-sólido, boa mistura radial, utilização de sólidos inertes e baixo gradiente de temperatura. Segundo Grace (1997), a configuração típica de um reator de leito fluidizado circulante requer um vaso alto onde são inseridos sólidos usualmente próximo do fundo, tem o escoamento de um fluido para cima suficiente para carregar as partículas até o topo do vaso onde são capturadas na sua maioria e retornam continuamente para o fundo do vaso.

Para se alcançar um nível de desenvolvimento tecnológico para aplicação de tecnologias de conversão em escala industrial (como gaseificação e combustão), é necessário um aprofundamento de uma série de conceitos envolvidos no regime de leito fluidizado rápido e cinéticas reacionais. Uma das formas de se entender esses conceitos é o estudo separado de fenômenos de transporte que envolvem a fluidodinâmica do processo e o estudo da cinética reacional do combustível (BIANCHI *et al.*, 2013). Estes dois fenômenos estudados separadamente podem compor modelos matemáticos computacionais capazes de suportar o dimensionamento de plantas industriais.

Partindo-se da operação de uma bancada em leito fluidizado circulante é possível realizar experimentos que visam à tomada de dados para o entendimento e avaliação da fluidodinâmica não reacional do sistema. Assim, utilizando os dados coletados experimentalmente, equações previstas em literatura podem ser equalizadas indicando melhores soluções a serem tomadas no dimensionamento de equipamentos em maiores escalas.

Dados como: propriedades físicas do sólido, vazão volumétrica de gás de arraste, vazão mássica

de recirculação dos sólidos, perdas de carga no sistema e geometria são as variáveis que podem ser inseridas nos modelos numéricos a fim de se prever o comportamento do sistema. Destes, dependem da análise de dados experimentais na bancada utilizada neste estudo, as vazões de gás de arraste, as perdas de carga inerentes ao processo, além da geometria do sistema. A partir dos resultados deste trabalho, apontar as variáveis mais importantes inerentes a uma futura ampliação de escala de processo visando à implantação de um sistema de maior porte que possa atender à indústria regional (substituição do gás natural nas cerâmicas) e nacional.

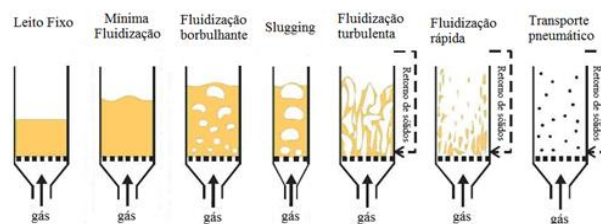
2 TECNOLOGIA DE LEITO FLUIDIZADO

A fluidização é a operação pelo qual partículas sólidas são transmutadas a um estado de fluidez através do contato com um gás ou líquido. Conforme Basu, (2006) em dezembro de 1921, o alemão Fritz Winkler introduziu produtos gasosos de combustão no fundo de um cadinho contendo partículas de coque, criando a primeira demonstração de gaseificação de carvão em leito fluidizado. Winkler observou que as partículas eram levantadas e movimentadas pelo arrasto exercido pelo gás e tinha aspecto de um líquido fervente.

A partir disso, os reatores de leito fluidizado tiveram seu desenvolvimento motivado nas necessidades da indústria sendo as principais aplicações desta tecnologia voltadas para a conversão energética, geração de calor, processamentos petroquímicos, minerais e físicos além da indústria química e farmacêutica.

Os regimes de fluidização variam de acordo com os tipos e características dos sólidos e fluidos, bem como pela velocidade com que o fluido passa através do leito. A Figura 1 apresenta os principais regimes de fluidização a partir da variação da velocidade do fluido atuando em um leito de partículas.

Figura 1 - Regimes de fluidização.



Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel, (1991).

Para prever a perda de carga através de um leito fixo sólido-gás, Zhang, (2005) utiliza a equação de Ergun e considera como sendo a perda total de energia em um leito fixo como a soma das perdas cinética e viscosa. Admitindo que o número de Reynolds em leitos fixos é baixo, é razoável admitir que a perda de energia viscosa constitui a maior resistência. A perda de carga pode ser calculada por Ergun (1952):

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{\mu U_S (1 - \varepsilon)^2}{d^2 \varepsilon^3} + 1,75 \frac{\rho U_S^2 (1 - \varepsilon)}{d \varepsilon^3} \quad [\text{Eq. 01}]$$

2.1 REGIME DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO

Como visto na Figura 1, o fluido passa no sentido ascendente através das partículas e em baixas taxas de escoamento o fluido apenas percola através dos espaços vazios disponíveis entre as partículas sendo considerado um leito fixo. Com o aumento do escoamento de fluido, algumas partículas começam a se mover e é possível observar vibrações em pequenas áreas o que caracteriza o leito expandido.

A uma velocidade ainda mais elevada, um estágio é alcançado onde as partículas estão todas suspensas. Neste ponto, a força de fricção entre sólido e fluido é contrabalanceada pelo peso das partículas, a componente vertical compreendida entre as partículas adjacentes desaparecem e a perda de carga através de qualquer seção do leito é igual ao peso do fluido e das partículas desta seção. Neste caso, o leito é considerado em fluidização incipiente ou no estado de mínima fluidização (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

2.2 REGIME FLUIDIZADO BORBULHANTE

Os sistemas gás sólidos quando têm seus escoamentos de fluido aumentado a partir da mínima fluidização, apresentam grandes instabilidades, ocasionando a formação de bolhas e canais preferenciais. Com altas taxas de escoamento, a agitação é maior e o movimento dos sólidos se torna mais vigoroso. Adicionalmente, o leito não se expande consideravelmente em relação à mínima fluidização. Neste caso, é possível comparar o sistema com o movimento de líquidos ferventes onde bolhas se formam na base, coalescem durante a subida e eclodem na superfície do leito. Esse tipo de leito é chamado de leito fluidizado borbulhante.

Dentre os equipamentos que utilizam esse regime de fluidização, destacam-se os utilizados na conversão energética como: fornalhas de leito fluidizado borbulhante, caldeiras de leito fluidizado borbulhante e gaseificadores de leito fluido borbulhante. Esses equipamentos têm como principais vantagens a alta flexibilidade do uso de combustíveis, altas eficiências de conversão, possibilidade do tratamento de enxofre durante o processo e baixas emissões de NO_x (BASU, 2006).

2.3 REGIME FLUIDIZADO CIRCULANTE

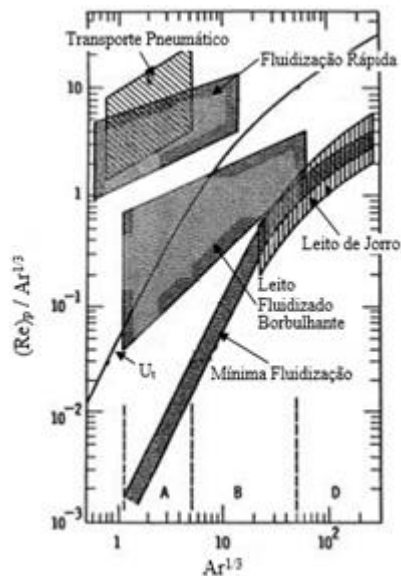
O sistema é dito em regime de leito fluidizado circulante quando as partículas do leito, excitadas por altas velocidades dos gases, se comportam de maneira altamente turbulenta, sendo arrastadas para o topo do reator, onde são capturadas por um dispositivo de separação sólido-gás, e posteriormente retornadas para o leito em pontos próximos a base do reator. Dessa forma, os sólidos circulam pelo reator aumentando seu tempo de residência no equipamento. Os sistemas típicos de leito fluidizado circulante são providos basicamente de um reator ascendente (*riser*), um dispositivo de separação ou captura de sólidos (ciclone), um tubo de descida das partículas provenientes do ciclone (*downcomer*) e uma válvula de reinjeção.

2.4 MAPA DE REGIMES

Os regimes de fluidização citados podem ser dispostos graficamente em regiões características a partir de relações entre o número de Reynolds (relação entre as forças inerciais e as forças viscosas) da partícula e o número de Arquimedes (razão entre as forças gravitacionais e as forças viscosas), conforme pode ser visto na Figura 2.

Esta figura auxilia no entendimento e caracterização de regimes de fluidização quando um fenômeno não pode ser observado ou se comporta de maneira confusa para o observador. O gráfico ainda separa zonas específicas a partir de cada tipo de partículas de acordo com a classificação de Geldart.

Figura 2 - Mapa dos regimes de fluidização, sendo U_t a velocidade terminal

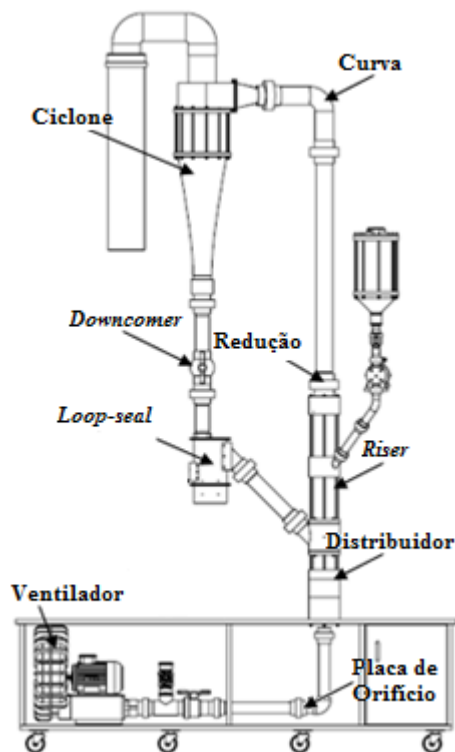


Fonte: Adaptado de Yang, (2003).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Nesta seção, são abordados os materiais e as metodologias utilizadas nos procedimentos dos experimentos realizados para obtenção de dados.

Figura 3 - Visão geral do equipamento de testes



Para a obtenção dos dados experimentais, foi utilizado o equipamento conforme Figura 3, sendo este apresentado em detalhes por Bianchi *et al.*, (2013).

3.1 SELEÇÃO DE MATERIAIS

Seguindo a premissa da utilização de carvão mineral brasileiro para o fortalecimento da indústria carbonífera com o emprego das tecnologias de leito fluidizado e das biomassas disponíveis a custos relativamente baixos na região, optou-se por materiais particulados que pudessem representar a aplicação do carvão e das biomassas nos testes com dinâmica não reacional.

Nos equipamentos operando em regime de leito fluidizado com combustíveis sólidos, sejam combustores ou gaseificadores, grande parte do leito é formado por cinzas geradas a partir da queima dos combustíveis. Estas cinzas têm como principais características normalmente possuir altos valores de massas específicas e variação granulométrica variando de 100 a 3000 μm (cinza pesada). Além disso, para melhor comparação com equações de literatura, que baseiam seus cálculos em esferas perfeitas e lisas, foram buscadas opções de materiais disponíveis comercialmente que possuísem valores de esfericidade da partícula com valores próximos de 1, ou esferas que se aproximassem das ideais.

Como consequência das características citadas, optou-se pela utilização de esferas de vidro como substitutas da cinza devido à similaridade de parâmetros físicos e geométricos como a massa específica e esfericidade além da boa regularidade geométrica e custo relativamente baixo.

Como primeiro passo para a caracterização das partículas, foram realizados ensaios de análise granulométrica a partir de peneiramento seguindo os procedimentos especificados na NBR 8629 (ABNT, 1984a).

A Tabela 1 apresenta os resultados do ensaio de análise de granulometria bem como os diâmetros de Sauter encontrados para cada tamanho de partícula a partir das faixas granulométricas.

Tabela 1 - Análise granulométrica das partículas analisadas e diâmetro médio de Sauter

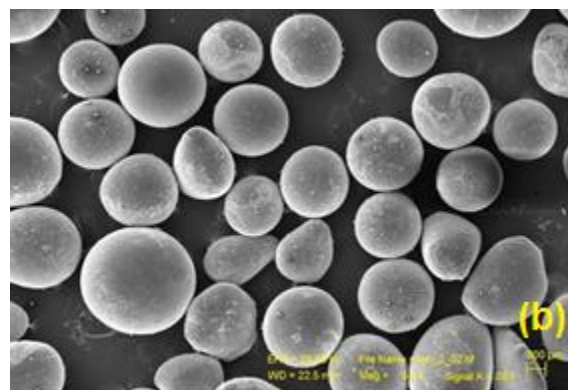
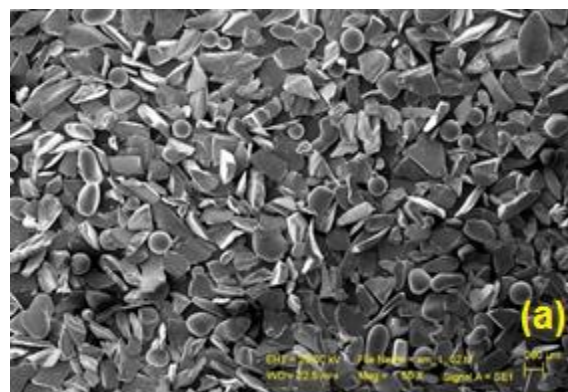
	Massa [g]	Faixa Granulométricas [mm]	Massa Retido [g]	%	Diâmetro de Sauter [mm]
Amostra 1	763,49	> 0,50	0,01	0,01	0,198
		0,50 - 0,21	95,24	12,47	
		0,21 - 0,177	410,00	53,70	
		< 0,177	258,24	33,82	
		Total	763,49	100	
Amostra 2	1131,53	> 1,19	0	0,00	0,800
		1,19 - 1,00	112,41	9,93	
		1,00 - 0,84	262,14	23,17	
		0,84 - 0,71	339,82	30,03	
		< 0,71	417,16	36,87	
		Total	1131,53	100	
Amostra 3	1032,76	> 1,68	0,83	0,08	1,216
		1,68 - 1,41	15,16	1,47	
		1,41 - 1,19	636,32	61,61	
		1,19 - 1,00	358,29	34,70	
		< 1,00	22,16	2,14	
		Total	1032,76	100	

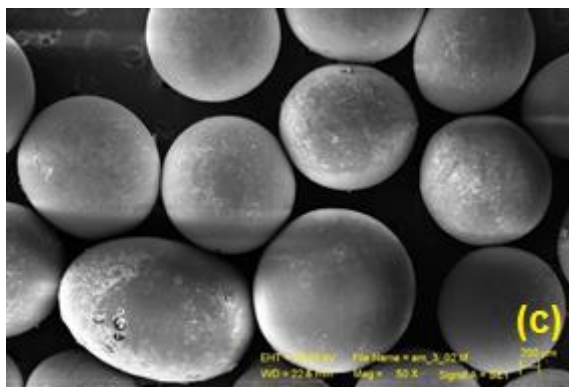
Para determinação do diâmetro médio das partículas, foi utilizado o cálculo do diâmetro médio de Sauter. Este valor é definido como o diâmetro em que a relação entre o volume e a superfície é igual para todas as partículas da amostra testada conforme descrito por Cremasco (2012). Este método de cálculo de diâmetros médios é o mais indicado para sistemas particulados.

Para a confirmação desses valores, foram feitas análises de imagem utilizando o software Micro-Measure para as amostras a partir da média calculada pelas tangentes maior e menor de imagens planas feitas das partículas, estas tangentes também são conhecidas como diâmetros de Feret. Devido à grande heterogeneidade das partículas da amostra 1 que continha desde partículas muito esféricas até perfis agulhados, não foi possível realizar a análise por imagem.

Os desvios nas análises de imagens das amostras 2 e 3 foram de 2,66% e 2,93% respectivamente, quando comparados com os diâmetros médios de Sauter, dando maior confiabilidade aos ensaios.

Figura 4 - Microscopia eletrônica de varredura: a – amostra 1 (0,198 mm), b – amostra 2 (0,800 mm), c – amostra 3 (1,216 mm)





A Tabela 2 apresenta algumas características físicas das 3 amostras de partículas. As massas específicas foram determinadas mediante a realização de ensaios empregando as normas NBR

8630 (ABNT, 1984b) e NBR 9745 (ABNT, 1987) para massa específica de bulk e real, respectivamente.

A esfericidade foi definida a partir de uma correlação indicada por Foust *et al.*, (1960) a partir da medição da porosidade dos leitos fixos. A massa específica aparente foi considerada igual à massa específica real devido à baixíssima porosidade observada nas partículas ensaiadas. Essa constatação é comprovada pelas imagens de microscopia eletrônica de varredura (Figura. 4).

As partículas selecionadas foram classificadas conforme a classificação dos materiais particulados de Geldart, (1973) onde a amostra 1 foi enquadrada no grupo B e as amostras 2 e 3 no grupo D, sendo assim indicadas como partículas passíveis de bom comportamento quando em regimes fluidizados.

Tabela 2 - Características físicas obtidas para as partículas selecionadas

Esferas de Vidro	Diâmetro de Sauter [mm]	Massa Esp. Bulk [kg/m ³]	Massa Esp. Aparente [kg/m ³]	Massa Esp. Real [kg/m ³]	Esfericidade [...]
Amostra 1	0,198	900	2440	2440	0,709
Amostra 2	0,800	1580	2490	2490	0,872
Amostra 3	1,216	1540	2490	2490	0,865

3.2 TESTES DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO

O princípio de determinação das velocidades de mínima fluidização seguem as indicações propostas por Kunii e Levenspiel, (1991) a partir da perda de carga medida no leito quando submetido a variações de velocidade de gás de fluidização. Considerando a perda de carga do gás fluindo através de um leito de partículas para baixas vazões no leito fixo, a perda de carga pode ser estimada a partir da Equação 1, alcançando valores máximos de perda de carga levemente acima da pressão estática do leito. Com aumentos adicionais na velocidade do gás, o leito fixo é rompido rapidamente, em outras palavras, a fração de vazios do leito aumenta resultando num decréscimo da perda de carga do leito.

Para obtenção das velocidades de mínima fluidização, foram realizados testes variando o diâmetro das partículas e as alturas de leito. Foram utilizados como referência para medição de perda de carga no leito, tomadas de pressão localizadas abaixo do distribuidor de ar, bem como acima do leito de partículas conforme Figura 5. Transdutores de pressão diferencial modelo HUBA 692, marca NOVUS com escala 0-10 kPa.

Desse modo, foi possível encontrar a perda de carga do leito, fazendo a medição conforme indicado e subtraindo a perda de carga relacionada ao distribuidor de ar. As perdas de carga relacionadas ao distribuidor foram medidas preliminarmente sem a adição de particulados no reator.

Figura 5 - Pontos de medição para perda de carga no leito



Com a utilização de um software de supervisão, cada teste foi iniciado a partir de uma rampa de aceleração em um ventilador radial, para o insuflamento de ar na base do leito. Um valor máximo para a frequência de giro do motor foi inserido, sendo esta um pouco acima da mínima fluidização. Também foi indicado o tempo necessário para o desenvolvimento desta rampa. Após o término da aceleração, a frequência do ventilador foi reduzida de maneira gradual até seu completo desligamento. A velocidade superficial do ar foi obtida a partir de um dispositivo de medição de vazão tipo placa de orifício e calculada a partir da área da seção transversal do leito.

Para a estimativa das perdas de carga do sistema, foram definidas faixas de operação onde os diferentes regimes de fluidização foram testados. Para isso, variações de velocidade do gás de fluidização foram utilizadas a partir das velocidades de mínima fluidização. Foram utilizados nestes testes apenas as partículas com diâmetro de 0,800 mm, devido a sua boa correlação nos testes de mínima fluidização e estarem dispostas em posição transitória entre os grupos B e D da classificação de Geldart, garantindo melhor operacionalidade na fluidização.

O equipamento foi iniciado para cada teste e após atingir o regime permanente, foram adquiridos os dados. Foram registrados dados de pressão em

pontos de interesse num intervalo de 3 minutos a uma taxa de aquisição de 1 amostra por segundo. Os dados ainda foram tratados estatisticamente antes de ser compilados e comparados para excluir possíveis variações nos sinais coletados durante a execução dos ensaios.

4 RESULTADOS E ANÁLISE

O equipamento operou de maneira satisfatória conforme o esperado e puderam ser realizados todos os testes sem a manifestação de falhas.

4.1 – VELOCIDADES DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO

Durante os ensaios, partindo de baixas vazões no leito fixo, a perda de carga aumentou quase linearmente até o regime de mínima fluidização. Após o regime estabelecido foi diminuída gradativamente a velocidade do ar até o completo desligamento do ventilador. No decorrer destes experimentos as perdas de carga relativas ao distribuidor foram desprezadas por não terem apresentado valores significativos quando comparados com as perdas de carga relativas ao leito. Após a análise gráfica, os dados foram compilados, obtendo-se valores médios para velocidades de mínima fluidização e perdas de carga em função da altura do leito, conforme apresenta a Tabela. 3.

Tabela 3 - Resultados de velocidade de mínima fluidização e perda de carga

Partícula [mm]	Altura de leito L (mm)	Velocidade de mínima fluidização U_{mf} [m/s]	Perda de carga medida ΔP [Pa]	$\frac{\Delta P}{L}$ [Pa/mm]
0,198	100	0,44	1173,05	11,73
	200	0,45	2479,25	12,39
	300	0,43	3790,55	12,63
Média		0,44		12,25
0,800	100	0,51	2131,65	21,31
	200	0,57	3603,40	18,02
	300	0,56	5246,85	17,49
Média		0,55		18,94
1,216	100	0,87	2111,20	21,11
	200	0,80	3724,85	18,62
	285	0,85	5663,10	19,87
Média		0,84		19,86

Para a verificação e comparação dos dados experimentais com as informações contidas na literatura foram utilizados os dados de número de Reynolds de mínima fluidização, a partir do cálculo

empregando a Equação 2, conforme disposto por Yang, (2003):

$$(Re)_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho}{\mu} \quad [\text{Eq. 02}]$$

Para a comparação com a Equação 2, obteve-se o número de Reynolds de mínima fluidização calculado a partir de constantes empíricas C_1 e C_2 propostas por vários autores conforme indicado por Yang, (2003):

$$(Re)_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad [\text{Eq. 03}]$$

O número de Arquimedes pode ser calculado por (Grace, 1997):

$$Ar = \frac{g d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{\mu^2} \quad [\text{Eq. 04}]$$

A Tabela 4 compara os valores encontrados para o número de Reynolds de mínima fluidização obtidos a partir dos experimentos de velocidade de

mínima fluidização aplicados na Equação 2, com os valores disponíveis em literatura utilizando a Equação 3.

A partir da Tabela 4, é possível definir as constantes propostas por Chitester *et al.* como sendo as que melhor se adequaram aos resultados experimentais para as amostras de partículas 2 e 3. Isso foi comprovado pelos valores da razão entre o número de Reynolds experimental pelo número de Reynolds da literatura ($Re_{mf(\text{exp.})}/Re_{mf(\text{lit.})}$) mais próximos a 1. O mesmo fenômeno não pode ser observado com a amostra 1 que teve pouca concordância com todas as constantes apresentadas na literatura. Dentre os principais motivos para esta discrepância, destacam-se a grande dispersão na granulometria da amostra que contem 33,82% das partículas dispersas abaixo de 0,177 mm além da irregularidade das partículas na propriedade esfericidade, uma vez que os modelos da literatura se baseiam em esferas lisas perfeitas.

Tabela 4 – Comparação experimental a partir do número de Reynolds de mínima fluidização

Referência	C_1 [--]	C_2 [--]	d_p [mm]	$(Re)_{mf}$ [--]	$Re_{mf(\text{exp.})}/Re_{mf(\text{lit.})}$
Experimental	-	-	0,198	5,49	-
			0,800	27,78	-
			1,216	64,34	-
Wen e Yu	33,7	0,0408	0,198	0,37	14,84
			0,800	20,08	1,38
			1,216	51,19	1,25
Richardson	25,7	0,0365	0,198	0,44	12,48
			0,800	21,54	1,29
			1,216	52,34	1,23
Saxena e Vogel	25,3	0,0571	0,198	0,69	7,95
			0,800	30,36	0,91
			1,216	70,28	0,91
Babu <i>et al.</i>	25,25	0,0651	0,198	0,79	6,95
			0,800	33,40	0,83
			1,216	76,35	0,84
Grace	27,2	0,0408	0,198	0,46	11,93
			0,800	22,76	1,22
			1,216	55,32	1,16
Chitester <i>et al.</i>	28,7	0,0494	0,198	0,53	10,36
			0,800	25,62	1,08
			1,216	61,71	1,04

Fonte: Adaptado de Yang, (2003).

4.2 – PERDAS DE CARGA LOCALIZADAS

Os sinais obtidos nos testes foram tratados estatisticamente e para fins de comparação foram utilizados para determinação da média aritmética os

88,89% dos valores mais próximos do valor médio. Neste caso, foi utilizando a regra de Chebyshev que se aplica a qualquer tipo de distribuição de valores em um intervalo de mais ou menos 3 vezes o desvio

padrão a partir da média conforme descrito por Levine *et al.* (2008). Os valores que se apresentaram fora deste intervalo foram descartados. A Tabela 5 apresenta as perdas de carga medidas em pontos

específicos do sistema quando sujeito a variação dos regimes de fluidização em borbulhante e fluidização rápida.

Tabela 5 - Perdas de carga localizadas em pontos específicos do sistema

	$2U_{mf}$ [Pa]	$5U_{mf}$ [Pa]	$10U_{mf}$ [Pa]	$12U_{mf}$ [Pa]	$13U_{mf}$ [Pa]
Regime	Regime borbulhante		Regime de fluidização rápida		
Riser	1045,3	3652,8	170,9	≈0,0	≈0,0
Distribuidor	212,0	700,4	4144,3	5799,2	6876,2
Redução	111,8	246,1	276,1	538,6	560,8
Curva	-56,4	-103,7	-1,41	13,9	20,1
Ciclone	n.a.	n.a.	164,1	145,0	n.d.
Downcomer	n.a.	n.a.	2737,3	2911,8	2861,8

n.a.: não se aplica; n.d.: não determinado

Foi possível separar a análise das perdas de carga conforme os regimes de fluidização. Em regimes borbulhantes, as perdas de carga são maiores no leito, conforme observado pelos altos valores obtidos no *riser*. Já para o regime de fluidização rápida, as perdas de carga no *riser* caem a valores próximos de zero devido principalmente ao aumento significativo da fração de vazios do leito, aproximando-se das perdas de carga em escoamento de fluidos aplicados a tubos lisos. As perdas de carga maiores para este regime foram localizadas no distribuidor de ar e no *downcomer*. As perdas no distribuidor se devem ao relativo aumento da velocidade função da variação de área nos bicos de distribuição na base do reator. Já as perdas de carga relativas ao *downcomer* se devem ao fato desta parte do equipamento trabalhar com leitos moventes que muito se aproximam de leitos fixos, tendo alto grau de obstrução dos gases.

Pontos como redução, curvas e ciclone não apresentaram valores significativos de perdas de carga, devendo-se apenas alertar a prevenção ao desgaste destes itens principalmente em regimes com maiores velocidades de fluidização.

As perdas de carga negativas observadas na curva se devem à influência de pressão dinâmica e turbulência neste acessório. Por se tratar de perdas de carga muito pequenas, aliados à limitação na sensibilidade do sistema de captação de sinal dos transdutores, estes valores de perda de carga na curva podem ser negligenciados.

4.3 – COEFICIENTES E FORÇAS DE ARRASTE

O coeficiente de arraste é definido como a razão entre a força nas partículas e a pressão fluidodinâmica causada pelo fluido na área projetada pelas partículas. Este coeficiente está relacionado com o número de Reynolds da partícula que pode ser descrito por (Gidaspow, 1994):

$$(Re)_p = \frac{\varepsilon U_r d_p \rho}{\mu} \quad [\text{Eq. 05}]$$

Estes coeficientes são aplicados para a determinação dos regimes de fluidização e camadas de turbulência, além de se apresentarem nas simulações numéricas em modelos de previsão computacional.

Previamente à obtenção dos coeficientes de arraste, verificou-se a região onde se encontravam os pontos testados no mapa de regimes apresentado na Figura 2. Os pontos testados se enquadraram com os regimes de mínima e fluidização rápida, conforme Tabela 6. O coeficiente e força de arraste atuando nas partículas puderam ser estimados pelas equações 6 e 7 para número de Reynolds da partícula entre 20 e 260 (Yang, 2003).

$$C_D = \frac{24}{(Re)_p} [1 + 0,1935(Re)_p^{0,6305}] \quad [\text{Eq. 06}]$$

$$F = \frac{1}{2} C_D \rho U_r^2 A_p \quad [\text{Eq. 07}]$$

Foram obtidos o coeficiente e a força de arraste para as partículas de 0,8 mm de diâmetro para o regime de mínima fluidização considerando a velocidade da partícula igual a zero.

Para o cálculo do coeficiente de arraste em regimes de fluidização rápida, foram utilizados artifícios para a determinação da velocidade da partícula baseado em simulações realizadas por Kesting *et.al.*, (2013) onde foi considerada a velocidade das partículas como sendo 36,79% da velocidade do gás de fluidização para o regime de

fluidização rápida. Ainda foi utilizada uma fração de vazios no reator na ordem de 0,77, conforme indicação do mesmo autor, uma vez que não foi possível medir experimentalmente esta grandeza. Dentre os testes realizados, o experimento com $10 U_{mf}$ foi o que melhor se equívaleu ao modelo do autor quando comparados no gráfico dos regimes de fluidização indicados na Figura 2. A Tabela 6 descreve os resultados calculados para os itens discutidos.

Tabela 6 - Cálculo dos coeficientes e forças de arraste para partículas de 0,8 mm

Regime	Velocidade da partícula U_p [m/s]	Velocidade relativa U_r [m/s]	Reynolds da partícula $(Re)_p$ [--]	Coeficiente de arraste C_p [--]	Força de arraste F [N]
Mínima Fluidização $1U_{mf}$	0	1,486	75,47	1,257	8,16E-7
Fluidização Rápida $10U_{mf}$	2,012	3,457	135,18	0,935	3,28E-6

Para os dois casos testados, se obteve números de Reynolds da partícula que se enquadraram em regimes intermediários que tem Reynolds variando entre 20 e 260. Deste modo, os coeficientes de arraste se mostraram adequados para os regimes avaliados, sendo que estes tendem a diminuir com o aumento do número de Reynolds da partícula.

Analisando as forças de arraste para os casos, foi possível verificar coerência nos dados uma vez que sendo influenciada pela velocidade dos gases, a força de arraste aumenta para uma mesma partícula em mais altos regimes de fluidização.

5 CONCLUSÃO

A partir do desenvolvimento deste trabalho, foi possível chegar às seguintes conclusões:

As velocidades de mínima fluidização encontradas nos experimentos tiveram boa concordância com a literatura quando comparados os números de Reynolds de mínima fluidização com o modelo de constantes empíricas proposto por Chitester *et al.*. Este modelo foi o que melhor se adequou aos resultados experimentais para as amostras de partículas 2 e 3. A amostra 1 não teve boa concordância com os dados empíricos disponíveis em literatura devido a não regularidade das partículas devido principalmente as propriedades dispersão granulométrica e esfericidade. Isso ocorre porque os modelos presentes em literatura são

baseados em esferas lisas perfeitas com tamanhos fixos definidos.

Em relação às perdas de carga medidas em pontos específicos do equipamento, quando em regimes borbulhantes, as perdas de carga foram maiores no ponto respectivo ao leito, conforme observado pelos altos valores obtidos no *riser*. Para o regime de fluidização rápida, as perdas no *riser* caem significativamente em razão da alta fração de vazios. No distribuidor de ar e no *downcomer*, foram observadas as maiores perdas de carga para este regime, sendo no distribuidor em função da redução brusca da área e no *downcomer* devido à formação de leitos moventes que geram grandes obstruções.

Para as velocidades testadas, os regimes de fluidização indicados no mapa de regimes se apresentaram conforme esperado. Foi possível, dessa maneira, classificar as perdas de carga a partir dos regimes assim definidos.

Os coeficientes de arraste se mostraram coerentes aos regimes avaliados, localizando-se em regimes intermediários. As forças de arraste encontradas para as partículas ficaram dentro dos valores esperados e aumentaram em função do crescimento dos regimes de fluidização.

6 NOMENCLATURA

A_p – Área projetada da partícula [m²]

Ar – Número de Arquimedes [--]

C_D – Coeficiente de arraste [--]

C_1 e C_2 – Constantes empíricas [--]

d – Diâmetro médio das partículas [m]

d_p – Diâmetro da partícula [m]

F – Força exercida na partícula [N]

g – Aceleração da gravidade [m/s²]

L – Altura do leito [m]

$(Re)_{mf}$ – Reynolds de mínima fluidização [--]

$(Re)_p$ – Reynolds da partícula [--]

U_f - Velocidade do fluido [m/s]

U_{mf} - Velocidade de mínima fluidização [m/s]

U_p - Velocidade das partículas [m/s]

U_s - Velocidade superficial do fluido [m/s]

U_r – Velocidade relativa, sendo $U_r = U_f - U_p$ [m/s]

Letras gregas

ΔP - Perda de carga [Pa]

ε - Fração de vazios do leito[--]

μ - Viscosidade dinâmica do fluido [Pa.s]

ρ - Massa específica do fluido [kg/m³]

ρ_p - Massa específica do sólido [kg/m³]

7 REFERÊNCIAS

ABNT – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 8629**: Carvão Mineral: Análise Granulométrica. Rio de Janeiro, 1984a.

ABNT – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 8630**: Carvão Mineral: Determinação da densidade de carga. Rio de Janeiro, 1984b.

ABNT – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9745**: Coque: Determinação da massa específica real. Rio de Janeiro, 1987.

BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. Boca Raton: Taylor & Francis, 2006. 460 p.

BIANCHI, F. M.; de AQUINO, T. F.; KESTERING, D.; DALPONT, G.; MARCELLO, R. R.; NETO, J. M.; INDRUSIAK, M. L. S.; ZINANI, F.; WANDER, P. R. Bancada experimental para estudos de fluidização de combustíveis sólidos em sistemas de leito fluidizado circulante. In: 4º CBCM, 2013, Gramado. **Anais do 4º congresso brasileiro de carvão mineral**.

CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidodinâmicos**. São Paulo: Blucher, 2012. 423 p.

ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **Chemical Engineering Progress**, v.48, p. 89-94, 1952.

FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. **Princípio das operações unitárias**. 2 ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982. 670 p.

GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder Technology**, v.7, p. 285-292, 1973.

GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization. Continuum and Kinetic theory descriptions**. San Diego: Academic press INC, 1994. 467 p.

GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A.; KNOWLTON, T. M. **Circulating fluidized beds**. New York: Blackie Academic & Professional Londres, 1997, 585 p.

KESTERING, D.; de AQUINO, T. F.; BREAUULT, R.W. Modelagem e simulação da fluidodinâmica computacional da gasificação do carvão mineral brasileiro em um reator de leito fluidizado circulante. In: 4º CBCM, 2013, Gramado. **Anais do 4º congresso brasileiro de cavão mineral..**

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2 ed. Newton (MA): Butterworth-Heinemann, 1991. 491 p.

LEVINE, D. M.; STEPHAN, D. F.; KREHBIEL, T. C.; BERENSON, M. L. **Estatística - teoria e aplicações**. 5 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008, 752 p.

YANG, W. C. **Handbook of fluidization and fluid-particle systems**. New York: CRC Press, 2003, 861 p.

ZHANG, D.; FAN, P.; WU, D.; LI, Y. Pressure drop across a fixed bed reactor with mechanical failure of catalyst pellets described by simplified Ergun's equation. **China Particuology**, v.3, p. 23-25, 2005.