

CONEM 2016
CONGRESSO NACIONAL DE
ENGENHARIA MECÂNICA

21-25
AGOSTO DE 2016
FORTALEZA - CEARÁ

COMPORTAMENTO FLUIDODINÂMICO DE PARTÍCULAS DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

CON-2016-0104

Nestor Proenza Pérez, nestorproenza@yahoo.es¹
Daniel Travieso Pedroso, traviesocu@gmail.com²
Einara Blanco Machin, einara@feg.unesp.br²
Julio Santana Antunes, santana@feg.unesp.br²
Celso Eduardo tuna, celso.tuna@feg.unesp.br²
José Luz Silveira, joseluz@feg.unesp.br²

¹Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca (CEFET/RJ), Campus Angra dos Reis. Rua do Areal, 522 - Parque Perequê, Angra dos Reis - RJ, 23953-030

²Universidade Estadual Paulista (UNESP), Campus de Guaratinguetá (FEG). Av. Ariberto Pereira da Cunha, 333 - Portal das Colinas 12.516-410- Guaratinguetá, SP

Resumo: O conhecimento detalhado do comportamento da fluidodinâmica das partículas de biomassa é de vital importância para desenhar e operar tecnologias de leito fluidizado, assim como nos processos de combustão, gaseificação e pirólise, nos quais a cinética das reações depende diretamente das características fluidodinâmicas das partículas. Este estudo realiza uma análise experimental da fluidodinâmica das partículas de bagaço de cana-de-açúcar numa coluna de fluidização de 190 mm de diâmetro interno, onde foi determinada a velocidade mínima de fluidização das partículas de bagaço com diâmetros característicos diferentes ($0 < dp < 9,5$ mm) usando ar como meio de fluidização. Os resultados mostraram que a velocidade mínima de fluidização tem uma tendência de aumentar a medida que aumenta o diâmetro da partícula. No entanto, numa certa faixa de diâmetros ($0,88$ mm $< dp < 9,5$ mm), onde as partículas têm uma alta relação de aspecto (comprimento/diâmetro), não foi possível fluidizar as mesmas, mesmo que forem empregadas altas velocidades superficiais de ar, devido principalmente, a forte tendência para entrelaçamento e as elevadas forças de adesão deste tipo de partículas polidispersas, bem como a elevada porosidade apresentada. Com base nos resultados experimentais foi desenvolvido um novo modelo para a determinação da velocidade mínima de fluidização das partículas de bagaço de cana-de-açúcar com diâmetros característicos na faixa de $0,075$ mm - $0,445$ mm. Foram feitas comparações com correlações disponíveis na literatura para a determinação da velocidade mínima de fluidização assim como com os resultados experimentais. Essas comparações mostraram que o novo modelo proposto prevê este parâmetro com um erro máximo de 6% em relação aos valores experimentais.

Palavras-chave: Bagaço de cana-de-açúcar, Fluidização, Velocidade mínima de fluidização, Leito fluidizado

1. INTRODUÇÃO

A velocidade mínima de fluidização é um dos parâmetros mais importantes que definem as características fluidodinâmicas de um leito fluidizado (Reina et al., 2000). Este parâmetro não só indica quantitativamente a força de arrasto necessária para a suspensão do sólido na fase gasosa, como constitui também uma referência para a avaliação da intensidade do regime de fluidização quando se empregam altas velocidades (Zhong et al., 2008).

O conhecimento da velocidade mínima de fluidização também facilita o estudo da cinética das reações, permitindo uma utilização racional do gás na fase gasosa, o qual é definido como sendo um excesso do requerido para a mínima fluidização (Coltters e Rivas, 2004). Sua determinação precisa é de vital importância para o correto desenho e funcionamento de equipamentos de leito fluidizado (Hartman et al., 2007; Zhang, et al., 2011).

As diferenças entre os valores calculados pelas correlações existentes aplicadas a partículas de biomassa evidenciam a necessidade de maiores informações e estudos que reflitam o comportamento fluidodinâmico deste tipo de partículas. Diversos estudos tem sido feitos empregando diferentes tipos de biomassas, porém não se tem nenhuma referência utilizando bagaço de cana-de-açúcar. O objetivo do presente estudo é a determinação da velocidade mínima de fluidização de partículas de bagaço de cana-de-açúcar, visando determinar o efeito do diâmetro das partículas, massa específica e forma neste parâmetro.

2. MATERIAIS E METODOS

2.1 Preparação e Propriedades do Bagaço

O processo de extração do caldo e posterior geração do bagaço é apresentado na Fig. 1. Consiste de um sistema de lavagem onde são extraídas as quantidades excessivas de partículas de terra, pedras ou material estranho que possa acompanhar a cana, posteriormente a cana é introduzida num sistema em série que emprega facas giratórias onde é reduzido o tamanho dos colmos, e desfibradores que promovem a abertura celular e a formação de uma camada uniforme de cana, facilitando ao máximo a extração do caldo contido nas células no próximo processo que é o de extração, o qual geralmente está constituído por 4 – 7 ternos que tem entre 3 – 5 rolos com ranhuras radiais na forma de triângulos isósceles ou em “V”, que servem para esmagar e retirar o suco da cana, chamados de tandem de moenda.

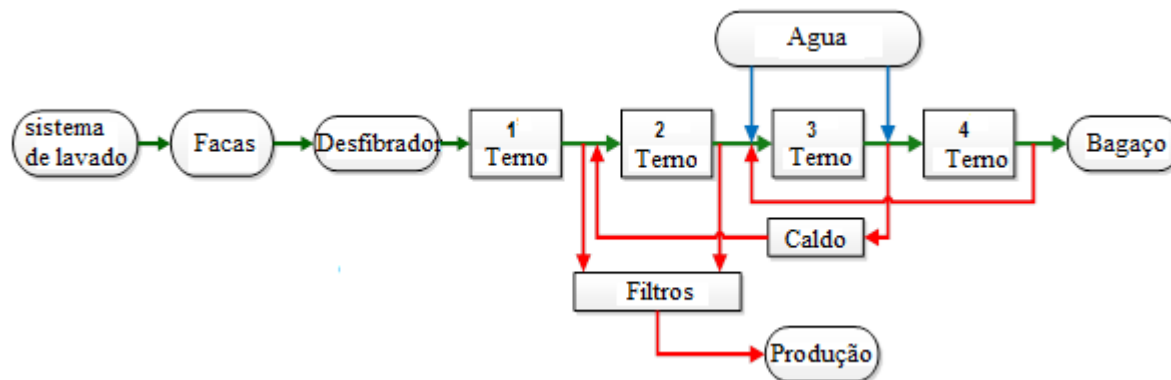


Figura 1: Esquema de extração e obtenção do bagaço

Uma quantidade de aproximadamente 150 kg de bagaço foi coletado do estoque da usina da Serra, localizada na região central de São Paulo. O mesmo é composto por misturas de diferentes variedades de cana, lugares geográficos, tipos de solos, tempo de colheita, condições climáticas e forma de corte (manual ou mecanizado). Foi encontrado armazenado em forma de pilhas, sendo coletado dos extremos e do centro da pilha e colocado em sacos de plástico de 100 litros de capacidade. Depois de serem misturadas e divididas por várias vezes, um quarto final destas amostras foi hermeticamente vedado num saco plástico para seu uso nas análises de laboratório. O resto do bagaço foi cuidadosamente armazenado em sacos plásticos resistentes e vedados para seu transporte.

2.2 Classificação e Caracterização Física das Partículas

A classificação das partículas foi feita seguindo o critério de Geldart (1973), baseada na massa específica e tamanho das partículas, empregando ar como agente de fluidização em condições ambientes. Já a caracterização física inclui a determinação da distribuição granulométrica, diâmetro médio e esfericidade. Determinou-se também a massa específica real, assim como as massas específicas aparente e a granel. Estas são algumas propriedades importantes que precisam ser conhecidas para o estudo fluidodinâmico de leitos fluidizados.

Para a determinação da distribuição de tamanhos foi seguida a norma ASTM E828 (*Standard Test Method for Designating the Size of RDF-3 From its Sieve Analysis*). Uma amostra de 80g de bagaço foi colocada numa máquina vibratória Produtest, Modelo T, Brasil. Algumas experiências prévias realizadas com este tipo de material permitiram comprovar que o tempo tecnicamente confiável e econômico para a peneiragem era de aproximadamente vinte minutos para o bagaço de cana-de-açúcar; a experiência foi repetida em 270 ensaios utilizando uma amplitude de frequência no equipamento de 10 Hz. Posteriormente foram pesadas em balança eletrônica digital Marca DIGIPESO DP-3000, precisão [0,01 g] as frações retidas em cada peneira, e calculadas as porcentagens em relação ao peso total da amostra final. Foram utilizadas peneiras padronizadas da série Tyler com as características listadas na Tabela 1, as mesmas são peneiras metálicas de secção circular com malha metálica e orifícios quadrados

Tabela 1: Serie de Peneiras utilizadas na análise granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar

Peneiras	Abertura (mm)	Série Tyler
1	9,5	3/8"
2	4,75	4
3	2,36	8
4	1,18	14
5	0,59	28
6	0,3	48
7	0,15	100
8	<0,15	fundo

O diâmetro de Sauter foi calculado segundo Kunii e Levenspiel, (1991):

$$\bar{d}_p = \left[\frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{x_i}{d_{p,i}} \right)} \right] \quad (1)$$

Onde:

x_i - fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a $d_{p,i}$

Já Berhardt, (1993), usa a chamada dimensão característica da partícula:

$$X_{n-ésima} = \left[\frac{(X_i^2 + X_{i+1}^2) \cdot (X_i + X_{i+1})}{4} \right]^{0,33} \quad (2)$$

Onde:

X_i - abertura padronizada da peneira que permite o passo da fração, [mm]

X_{i+1} - abertura padronizada da peneira onde fica retida a fração, [mm]

2.3 Determinação das Massas Específicas

Para a determinação da massa específica real do bagaço foi utilizado um picnômetro a gás hélio marca Quantachrome modelo ULTRAPYC 1200e com uma precisão de 10^{-4} g/cm³, o mesmo é capaz de fazer cinco repetições nas medições da mostra dando como resultado o valor médio obtido assim como a variação standard e o coeficiente de variação. A massa específica aparente foi determinada pela técnica de picnometria a líquido. O método consiste na determinação da massa específica a partir do deslocamento de volume de um fluido, causado pela adição de uma massa de sólido. O experimento foi repetido três vezes, utilizando-se água como fluido. A determinação da massa específica a granel foi feita pela norma ASTM E873-82 onde utilizou-se, uma balança eletrônica de laboratório (Marca CELTAC), precisão [0,01]. Na Tabela 2 são apresentados os resultados dessas análises.

2.4 Esfericidade

A determinação da esfericidade é dada pela relação entre a área projetada da esfera e a área projetada da partícula ambas com o mesmo volume:

$$\phi = 4 \cdot \frac{A_{pe}}{\pi \cdot (d_{tp})^2} \quad (3)$$

Onde:

A_{pe} - área da esfera projetada, [mm²]

d_{tp} - maior diâmetro da partícula, [mm]

Para partículas pequenas tipo medula (menos de 590 µm) a determinação desse parâmetro foi feita através de técnicas de Análise Digital de Imagem, neste caso foi utilizado um microscópio da marca ZEISS modelo *Stemi 2000* e o software ImageJ.

Tabela 2: Parâmetros fluidodinâmicos do bagaço de cana

diâmetro (mm)	ρ_{bulk} (kg/m ³)	ρ_p (kg/m ³)	ρ_r (kg/m ³)	Porosidade (ϵ)	Esfericidade (ϕ)	Geldart Classification
9,5	66,25	465,92	1389,48	0,664	0,27	D
7,125	74,61	470,56	1401,86	0,664	0,28	D
3,555	77,95	478,60	1420,84	0,663	0,32	B
1,77	79,30	483,29	1476,08	0,672	0,28	B
0,885	82,98	520,04	1542,22	0,674	0,30	A
0,445	93,13	560,58	1802,86	0,711	0,34	A
0,225	107,04	605,21	1951,70	0,712	0,54	A
0,075	147,80	484,63	2221,14	0,727	0,55	A

2.5 Análise Teórico

A perda de carga de um leito fixo é definida por Pavlov et al. (1981), como:

$$\Delta P_l = \frac{W}{A_c} = const \quad (4)$$

Onde:

W - peso das partículas contidas no leito, [kg]

A_c - área da seção transversal da coluna, [m²]

A perda de carga de um leito fixo de comprimento L , para partículas não esféricas com diâmetro médio d_p , é dado por Ergun (1952), como:

$$\frac{\Delta P_l}{H_f} = \frac{150(1 - \varepsilon_f)^2}{\varepsilon_f^3} \cdot \frac{\mu_f \cdot V}{(\phi \cdot d_p)^2} + \frac{1,75(1 - \varepsilon_f)}{\varepsilon_f^3} \cdot \frac{(\rho_g \cdot V)^2}{(\phi \cdot d_p)} \quad (5)$$

Quando a queda de pressão for igual ao peso das partículas por unidade de área contida no leito, este começa a se expandir e para essas condições:

$$\Delta P_l = H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (6)$$

Fazendo um arranjo nas equações (5) e (6) e multiplicando ambos lados por $\frac{d_p^3 \cdot \rho_g}{\mu_g^2 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}$

Obtém-se uma correlação expressa em termos de quantidades adimensionais conhecidas como número de Arquimedes (A_r) e número de Reynolds de mínima fluidização (Re_{mf}):

$$A_r = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3} \cdot Re_{mf} + \frac{1,75}{\phi \varepsilon_{mf}^3} \cdot Re_{mf}^2 \quad (7)$$

Onde:

$$A_r = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu_f^2} \quad (8)$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p \cdot V_{mf} \cdot \rho_g}{\mu_g^2} \quad (9)$$

Esta equação de Ergun precisa da determinação da esfericidade (ϕ) e da porosidade mínima de fluidização (ε_{mf}), parâmetros difíceis de determinar, Wen e Yu (1966) propuseram uma forma simplificada onde não se consideram esses parâmetros:

$$Re_{mf} = \left[\left(\frac{K_2}{2K_1} \right)^2 + \frac{A_r}{K_1} \right]^{0,5} - \frac{K_2}{2K_1} \quad (10)$$

Onde:

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} \quad (11)$$

$$K_2 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2} \quad (12)$$

Esses autores foram os primeiros a notar que K_1 e K_2 permanecem praticamente constantes para diferentes tipos de partículas em uma ampla gama de condições ($0,001 < Re_p < 4000$), pelo que definiram duas constantes amplamente utilizadas quando não se conhece a porosidade do leito (ε_{mf}) ou a esfericidade da partícula (ϕ_s), definidas como:

$$C_1 = \frac{K_2}{2 \cdot K_1} \quad \text{e} \quad C_2 = \frac{1}{K_1}$$

Então:

$$Re_{mf} = [(C_1)^2 + C_2 A_r]^{0,5} - C_1 \quad (13)$$

Os valores das constantes C_1 e C_2 encontradas por diferentes pesquisadores são indicadas na Tabela 3.

Tabela 3: Valor das constantes C_1 e C_2

Pesquisador	C_1	C_2	Tipo de partículas
Kozanoglu et al., (2002)	30,3	0,0546	$\phi > 0,8$ Pimenta preta, painço, pasto,
	36,8	0,0650	$0,5 < \phi \leq 0,8$ sementes de relva, feijão francês
	33,6	0,0598	Para ambos tipos de partículas
Wen e Yu, (1966)	33,7	0,0408	Vários tipos inclusive esferas de aço
Saxena e Vogel, (1977)	25,5	0,0571	Dolomita
Babu, et al. (1978)	25,3	0,0651	Carvão, calcário, dolomita, minério de ferro
Chitester e Kornodky, (1984)	28,7	0,0494	Esferas de vidro, carvão até 64 bar
Richardson e Jeronimo, (1979)	25,7	0,0365	Carvão, calcário, cal
Grace, (1986)	27,2	0,0408	Areia fina <100 μm
Reina et al. (2000)	48,0	0,045	Vários tipos de madeiras
Paudel e Feng, (2013)	30,28	0,108	Nozes, casca de nozes, caule de milho

2.6 Instalação Experimental

A Fig. 2 mostra uma representação esquemática da instalação experimental utilizada nos experimentos. A mesma consiste em uma coluna construída em acrílico (1), com espessura de 5 mm, diâmetro interno de 190 mm e altura total de 2,5 m tomando-se como referência a placa distribuidora de ar, a partir da qual três seções (duas de 1 m e uma de 0,5 m) estão acopladas conformando a região do leito denso e o *freeboard*, neste caso ambas as zonas tem o mesmo diâmetro. A instalação utiliza um distribuidor de vocais tipo *nozzle-type* (2), com 33 vocais de 0,012 m de diâmetro e arranjo triangular

com passo de 20 mm, cada borbulhador tem quatro orifícios inclinados 45 graus na sua seção transversal de 2 mm de diâmetro cada um.

O ar é injetado através de um soprador radial (3). No corpo da coluna foram confeccionados 4 pontos de amostragem de pressão (4) sendo um deles abaixo da placa distribuidora de ar e os restantes ao longo da coluna, para a leitura da pressão estática foram utilizados manômetros de tubo de vidro em U (5), graduados em mm da coluna de água. As alturas do leito fixo e expandido foram medidas com auxílio de uma escala milimétrica, fixada na parede da coluna. A velocidade superficial do ar dentro da coluna, foi medida com um anemômetro de fio quente marca *INSTRUTHERM* modelo *TAFR-190* (6), com uma faixa de medição de 0-25 m/s e resolução de 0,01 m/s. Uma válvula de globo (8) instalada na saída do soprador, com abertura graduada angularmente, permite regular a vazão injetada ao leito de forma precisa. Na saída foi instalado um separador ciclônico (9) de entrada tangencial para a recuperação das partículas que possam ser elutriadas do leito durante os ensaios.

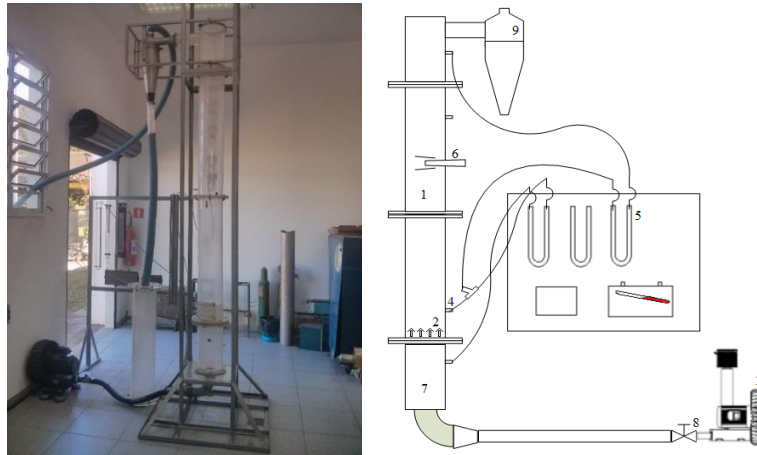


Figura 2: Instalação experimental para testes fluidodinâmicos

2.6.1 Procedimento Experimental

Para a análise fluidodinâmica das partículas, foi fixada uma altura estática do leito de 200 mm. Bagaço de cana-de-açúcar de cada uma das faixas granulométricas, determinada da análise de peneiramento foi introduzida pela parte superior da coluna até alcançar esta cota. A velocidade mínima de fluidização foi determinada através do método de queda de pressão, onde o valor da V_{mf} será a intersecção da curva inclinada, que corresponde à velocidade inicial do ar sob a condição do leito fixo, com a linha horizontal, que indica a queda de pressão constante no leito de partículas.

A injeção de ar foi feita paulatinamente, controlando a vazão de entrada através da válvula de controle angular (para cada intervalo de abertura corresponde um valor de velocidade), os dados de queda de pressão registrados em cada caso no manômetro foram anotados. Todos os ensaios foram feitos a pressão e temperatura ambiente, sendo feita para cada faixa de diâmetros de partículas três testes, considerando-se a média dos valores obtidos. Todos os ensaios foram analisados de forma qualitativa e quantitativa, avaliando-se os parâmetros de queda de pressão total através do leito, expansão do leito e velocidade de elutriação das partículas.

Também foram feitas observações visuais e registros de imagens por câmera digital. Os resultados experimentais obtidos foram comparados com as predições das correlações anteriormente reportadas. O critério de comparação seguido foi o de o erro relativo médio absoluto (*ERMA*) definido como:

$$ERMA = \frac{|V_{mfe} - V_{mft}|}{V_{mfe}} \cdot 100 \quad [\%] \quad (14)$$

3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados da análise granulométrica são apresentados na Tabela 4, onde é mostrada uma distribuição do comportamento normal esperado para este tipo de análise, onde a maior porcentagem de partículas retidas estive nas peneiras com aberturas de 0,3 e 0,59 mm respectivamente. Esse resultado está em concordância com os valores obtidos por Gabra et al. (2001) para resíduos de palha de cana, e De Filippis et al. (2004) para bagaço de cana proveniente de uma usina cubana, onde a maior concentração de partículas foi retida nas peneiras com diâmetro entre 1,0 – 0,25 mm e 1,0 – 0,5 mm respectivamente. O diâmetro médio característico determinado experimentalmente para o bagaço de cana-de-açúcar em sua forma natural foi de $0,722 \pm 0,08$ mm.

Tabela 4: Resultados da análise granulométrica

Serie Tyler	Rango de diâmetro (mm)	d_{pi} (mm)	Massa coletada (g)	Fração em massa X_i	% de massa retida	Diâmetro Sauter (mm)
3/8"	9,5-4,75	7,125	10,359	0,07440	12,948	0,7221
4	4,75-2,36	3,555	4,407	0,05254	5,508	
8	2,36-1,18	1,77	8,610	0,00951	10,762	
14	1,18-0,59	0,885	9,371	0,09043	11,713	
28	0,59-0,3	0,445	16,605	0,00350	20,756	
48	0,3-0,15	0,225	16,325	0,08146	20,406	
100	0,15-<0,15	0,075	9,808	0,06616	12,260	
fundo	0		4,515	0,07440	5,643	
total			80		100	

Na faixa de diâmetros compreendida entre 9,5 – 0,88 mm, foi observada uma alta razão de aspecto, ou seja o comprimento muito maior que o diâmetro, característica de partículas longas e finas com alto conteúdo de fibras, o que propicia uma alta coesividade entre as partículas, tornando praticamente impossível a fluidização das mesmas, inclusive partículas consideradas do Grupo B da classificação de Geldart ($d_p = 3,55 - 0,88$ mm), que deveriam ser fluidizáveis, foi constatada a formação de canais preferenciais por onde o gás escapou sem conseguir fluidizar o leito, devido à alta porosidade apresentada. Essas características peculiares de forma e tamanho unidas à baixa massa específica, provocaram um efeito adverso na fluidização, devido a tendência de entrelaçamento de umas com outras, que em conjunto com as grandes forças interparticulares apresentadas pelas partículas nessa faixa de diâmetros fizeram com que o leito ficasse empacotado movimentando-se todo ele como se fosse uma única partícula, ainda que fornecida certa quantidade de energia externa para tentar agitar o leito e quebrar essas forças de coesão, as partículas voltavam a se reorganizar, juntando-se novamente, sendo impossível fluidizar o mesmo, ainda que empregando altas velocidades do ar. Na Fig. 3 são apresentados os principais problemas que impediram a fluidização nessa faixa de tamanhos.

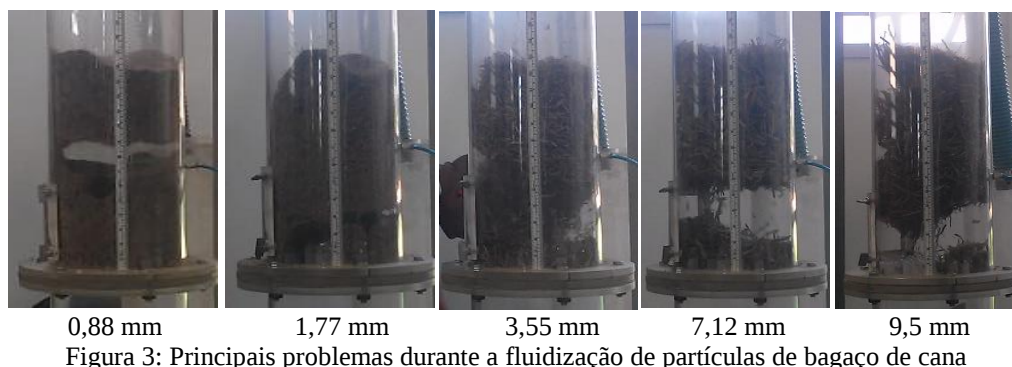


Figura 3: Principais problemas durante a fluidização de partículas de bagaço de cana

Pode-se observar na figura anterior as dificuldades apresentadas durante os ensaios experimentais na fluidização das partículas de bagaço de cana, não conseguindo atingir o estado de leito fluidizado. As razões fundamentais foram devido a formação de canais preferenciais e a grande força de ligação interparticular alcançada entre elas pelas suas formas geométricas complexas e por ter uma grande relação entre o comprimento e o diâmetro além da baixa massa específica aparente o que provocou o escapamento do gás pelos espaços criados; um aumento na vazão de ar provocou a aparição do fluxo tampão (*slugging*) movimentando-se as partículas em blocos compactos. Mesmo fornecendo certa quantidade de energia externa para promover a agitação do leito e quebrar as forças de coesão, não foi possível fluidizar o mesmo. Esses resultados observados nessa faixa de tamanhos (9,5 – 0,59 mm) são similares aos obtidos por (Abdullah, Husain, & Pong, 2003) utilizando partículas de fibras de palmeira com tamanho de 0,6 mm, a qual tem propriedades físicas similares ao bagaço de cana-de-açúcar.

Partículas de bagaço com diâmetros característicos entre 0,44 – 0,075 mm classificadas no Grupo A de Geldart apresentaram um bom comportamento fluidodinâmico. Na Figura 4 é mostrado a determinação da V_{mf} para partículas com diâmetro de 0,225 mm aplicando o método gráfico de perda de pressão vs velocidade superficial do gás, onde a intercepção da reta do leito fixo com a linha horizontal da perda de carga constante considera-se como a medida da V_{mf} , sendo neste caso de $0,055 \pm 0,002$ m/s. Pode-se observar que a reta 1 antes da $V_{mf} = 0,055$ m/s é relativamente mais alta que a reta 2, depois da $V_{mf} = 0,055$ m/s. Isto indica que as forças de coesão que mantêm juntas algumas partículas começam-se a expandir até quebrar-se quando a velocidade do gás é incrementada até determinado valor, sendo o impacto da força gravitacional débil devido a baixa massa específica das partículas, fluidizando completamente o leito, com um aumento da porosidade.

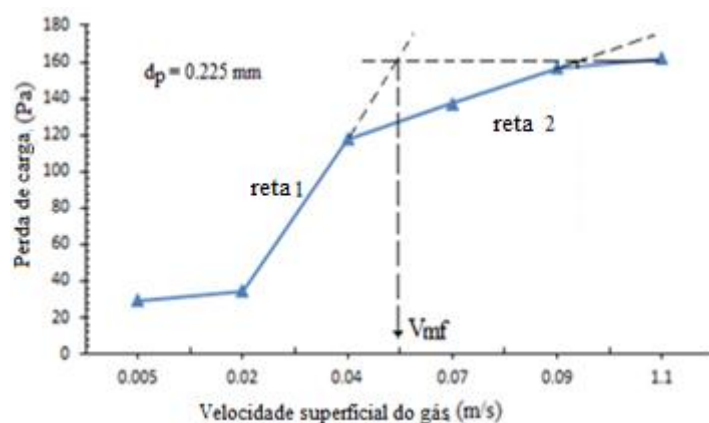


Figura 4: Perda de carga em função da velocidade superficial para uma altura do leito estático de 200 mm

Na Tabela 5 são apresentados os resultados do comportamento fluidodinâmico das partículas de bagaço com diâmetros na faixa de 0,445 – 0,075 mm.

Tabela 5: Resultados experimentais da Fluidização das partículas de bagaço de cana

d_p (μm)	445	225	75
V_{mf} (cm/s)	$7,2 \pm 0,56$	$5,5 \pm 0,21$	$4,5 \pm 0,35$
R_{emf} (exp)	1.99	0.77	0.21
Ar	1502	209	8.37
ΔP (exp) (Pa)	145	160	162

A tendência mostrada na tabela anterior, de um aumento no valor da (V_{mf}) na medida que aumenta-se o diâmetro das partículas, está em concordância com os resultados indicados por Zhong et al., (2008) utilizando diferentes biomassas cavacos de madeira, resíduos de feijão, caule de milho, caule de algodão e painço, sendo determinado que a (V_{mf}) incrementa-se quando aumenta o diâmetro e a razão de aspecto (comprimento/diâmetro) nestas biomassas. Este fato pode estar motivado devido a que o bagaço é uma biomassa com uma baixa massa específica, composto fundamentalmente por partículas fibrosas com uma alta tendência ao entrelaçamento (bridging), a medida que aumenta-se o diâmetro, aumenta a razão de aspecto (comprimento/diâmetro), o que provoca um efeito adverso na fluidização, precisando-se de maiores velocidades superficiais do ar para conseguir fluidizar as mesmas.

Na Figura 5 são apresentados os resultados da velocidade mínima de fluidização determinada experimentalmente e através das correlações disponíveis na literatura para a faixa de tamanhos de partículas fluidizáveis (0,445 – 0,075 mm), como pode ser observado, nenhuma delas consegue prever de forma aceitável o valor da (V_{mf}) para as partículas analisadas.

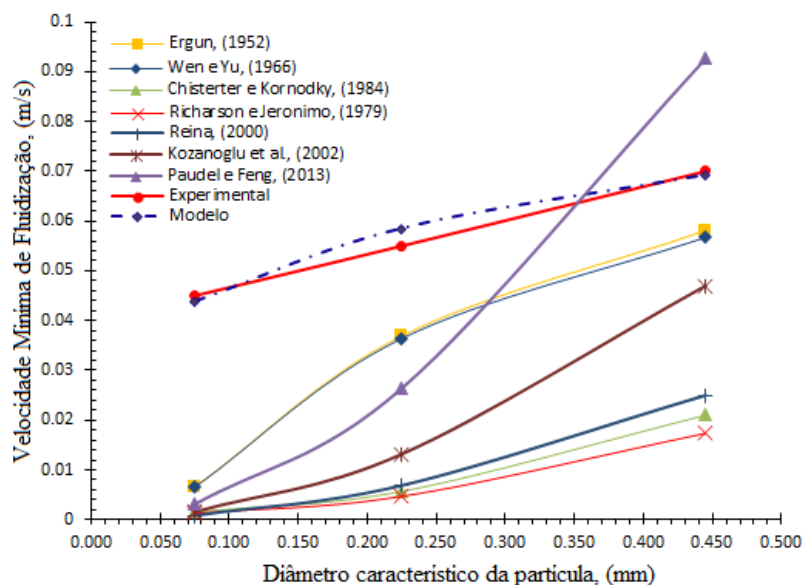


Figura 5: Resultados experimentais e da modelação da (V_{mf}) para o bagaço de cana

A maioria dos modelos testados subestimam o valor da (V_{mf}), como por exemplo, os modelos de (Kozanoglu et al., 2002) e Paudel e Feng (2013), indicando erros (ERMA) na faixa entre 28 - 96% do valor experimental respectivamente.

Os modelos de Ergun e de Wen e Yu são os que melhores resultados conseguem prever, mais ainda longe dos resultados experimentais.

Essas diferenças entre os resultados experimentais obtidos para as partículas que fluidizaram na faixa de (0,445 – 0,075 mm) e as previsões feitas pelos modelos, estão em concordância com o observado por Reina et al. (2000) onde determinaram a velocidade mínima de fluidização de resíduos de madeira, classificadas no Grupo C de Geldart. Fazendo uma comparação dos resultados obtidos experimentalmente com correlações existentes na literatura como a de Wen e Yu, (1966) e Lucas et al, (1986), os autores verificaram que não houve muita coincidência entre os valores calculados e os resultados experimentais, sobretudo na segunda correlação, coincidentemente no estudo reportado por Lippens e Mulde (1993), foi verificado que essa equação proporciona resultados pobres quando utilizada em partículas com esfericidade entre 0,1 – 0,5. Para as madeiras suaves, de baixa massa específica, foi constatada uma grande dificuldade para sua fluidização requerendo uma contribuição externa de energia (agitação), como foi citado anteriormente.

Já Abdullah et al. (2003), num estudo feito com diferentes biomassas, indica que partículas de fibra de palmeira, tamanho médio de 600 μm e $\rho_p=407,36 \text{ kg/m}^3$, muito semelhantes com as partículas de bagaço de cana utilizadas neste estudo, tiveram uma pobre fluidização. Os resultados obtidos foram comparados com a equação empírica de Leva apresentando diferenças significativas quando comparadas aos resultados experimentais.

Com a análise dos resultados experimentais foi possível desenvolver um novo modelo matemático para a determinação da (V_{mf}) das partículas de bagaço de cana, com um desvio padrão máximo de $\pm 0,0025 \text{ m/s}$ e 95% de nível de confiança, em função do número de Reynolds e do número de Archimedes como definidos nas equações (8) e (9). Este modelo foi obtido por meio de um ajuste de potência por regressão não linear, que permitiu a determinação deste parâmetro em função do diâmetro da partícula com um $R^2=0,997$, o mesmo é apresentado na equação (15). Na Tabela 6 é apresentada uma avaliação do novo modelo desenvolvido para a determinação da (V_{mf}), obtendo o ERMA para cada uma das correlações ensaiadas.

$$V_{mf} = \frac{0,082 \cdot A_r^{0,4311} \cdot \mu_f}{d_p \cdot \rho_f} \quad (15)$$

Tabela 6: Resultados da modelagem fluidodinâmica para o bagaço de cana

d_p (mm)	V_{mf} (cm/s) Ergun	ERMA (%)	V_{mf} (cm/s) Wen e Yu	ERMA (%)	V_{mf} (cm/s) Novo Modelo	ERMA (%)	V_{mf} (cm/s) Experimental
0,445	5,80	19,33	5,670	21,25	6,91	2,63	7,2 $\pm$ 0,56
0,225	3,70	32,90	3,640	33,81	5,84	6,32	5,5 $\pm$ 0,21
0,075	0,65	85,48	0,652	85,51	4,38	3,90	4,5 $\pm$ 0,35

É válido salientar que o modelo proposto anteriormente é válido somente para uma estrita faixa de tamanhos de partículas ($0 < d_p \leq 0,445$), fluidizando em leitos profundos ($H_l = 200 \text{ mm}$) com uma placa distribuidora do tipo nozzle type, devendo-se ter muito cuidado se for usado em outras condições. No entanto se for para ter uma ideia da magnitude física da V_{mf} de partículas de bagaço ou de partículas com propriedades físicas semelhantes, esse modelo é mais adequado que as outras correlações existentes na literatura, indicando um erro máximo de 6% no caso da velocidade mínima de fluidização.

4. CONCLUSÕES

Neste trabalho a fluidodinâmica do bagaço de cana de açúcar foi estudada teórica e experimentalmente num reator de leito fluidizado por meio da observação visual e da análise da flutuação de pressão em função da velocidade superficial do ar. Foi estudada a influência que o diâmetro característico das partículas de bagaço tem no comportamento fluidodinâmico desta biomassa, sendo classificadas as faixas estudadas nos Grupos D, B e A da classificação de Geldart, no entanto algumas diferenças nas propriedades fluidodinâmicas entre estes grupos foram observadas: partículas na faixa entre ($0,88 \text{ mm} < d_p < 9,5 \text{ mm}$), dos Grupos D e B, com uma alta razão comprimento/diâmetro, não fluidizaram, ainda que fosse fornecida certa quantidade de energia para romper as forças de coesão presentes neste tipo de partículas (longas e finas). A densidade a granel, esfericidade e porosidade foram os três parâmetros que mais influenciaram na qualidade da fluidização, uma alta densidade a granel favorece a fluidização, porém uma alta porosidade tem um efeito negativo. Na faixa de partículas fluidizáveis ($0 < d_p < 0,445$), Grupo A, foi constatada uma tendência no aumento da V_{mf} na medida que aumentasse o diâmetro característico das partículas. A maioria das correlações disponíveis na literatura não preveem corretamente o valor da V_{mf} , sendo geralmente subestimada devido as formas e tamanhos peculiares e baixa massa específica das partículas de bagaço. Uma nova correlação foi proposta para a determinação deste parâmetro, proporcionando valores que se ajustam razoavelmente bem com os resultados experimentais. De forma geral, os resultados obtidos neste trabalho podem ser utilizados para o desenho de equipamentos que empreguem tecnologias de leito fluidizado, como combustores, gaseificadores, transportadores pneumáticos entre outros.

5. AGRADECIMENTOS

Agradecemos à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), do Ministério da Educação (MEC) e ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) do Ministério da Ciência e Tecnologia (MCT).

6. REFERÊNCIAS

- Abdullah, M., Husain, Z., & Pong, S. Y. (2003). Analysis of cold flow fluidization test results for various biomass fuels. *Biomass and Bioenergy*, 24, pp. 487–494.
- Babu, S. P., Shah, B., & Talwalker, A. (1978). Fluidization correlations for coal gasification materials — minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio. *Chemical Engineering Progress Symposium*, 74, 176–186.
- Berhardt, W. H. (1993). Shape factors of bagasse particles. *Proceedings of The South African Technologists Association*, June 1993, pp. 181–184;
- Chitester D. C. and Kornodky R. M. (1984). Characteristics of fluidization at high pressure. *Chemical Engineering Science*, 39 (2), pp. 253–261.
- Coltters, R., & Rivas, a. L. (2004). Minimum fluidation velocity correlations in particulate systems. *Powder Technology*, 147(1-3), pp. 34–48.
- De Filippis, P., Borgianni, C., Paolucci, M., & Pochetti, F. (2004). Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor. *Biomass and Bioenergy*, 27(3), pp. 247–252.
- Ergun, S. (1952). Fluid flow through packed columns. *Chemical Engineering Progress*, 48, pp. 89–94.
- Gabra, M., Pettersson, E., Backman, R., & Kjellström, B. (2001). Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—Part 2: gasification of cane trash. *Biomass and Bioenergy*, 21(5), pp. 371–380.
- Geldart, D. (1973). Types of gas fluidization. *Powder Technology*, 7, pp. 285–292.
- Grace J.R. (1986). *Handbook of Multiphase Systems*, Hemisphere Pub. Corp., Wasington DC.
- Hartman, M., Trnka, O., & Pohořelý, M. (2007). Minimum and terminal velocities in fluidization of particulate ceramsite at ambient and elevated temperature. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46(22), pp. 7260–7266.
- Kozanoglu, B. U., Welti Chanes, J., García Cuautle, D., & Santos Jean, J. P. (2002). Hydrodynamics of large particle fluidization in reduced pressure operations: An experimental study. *Powder Technology*, 125(1), pp. 55–60.
- Kunii, D. Levenspiel, O. (1991). *Fluidization Engineering Second edition*. Butterworth, Heinemann.
- Lippens, B. C., & Mulder, J. (1993). Prediction of the minimum fluidization velocity. *Powder Technology*, 75, pp. 67–78.
- Lucas, A. J., Arnaldos, J., & Casal, L. P. (1986). High temperature incipient fluidization in mono and poly disperse systems, *Chemical Engineering Communications*, 4, pp. 121–132.
- Paudel, B., & Feng, Z.-G. (2013). Prediction of minimum fluidization velocity for binary mixtures of biomass and inert particles. *Powder Technology*, 237, pp. 134–140.
- Pavlov, K.F.; Romankov, P.G; Noskov, A. A. (1981). Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química. Moscú, Unión Soviética: Editorial Mir.
- Reina, J., Velo, E., & Puigjaner, L. (2000). Predicting the minimum fluidization velocity of polydisperse mixtures of scrap-wood particles. *Powder Technology*, 111(2000), pp. 245–251.
- Richardson J.F., J. M. A. D. S.. (1979). Velocity-voidage relations for sedimentation and fluidization, *Chem. Eng. Sci.* 34, pp. 1419–1422.
- Saxena, S. C., & Vogel, G. J. (1977). The measurement of incipient fluidization velocities in a bed of course dolomite at temperature and pressure. *Transaction of Institution of Chemical Engineers*, 55, pp. 184–189.
- Wen, C. Y., & Yu, Y. H. (1966). A generalised method for predicting minimum fluidization velocity. *International Chemical Engineering*, 12, pp. 610.
- Zhong, W., Jin, B., Zhang, Y., Wang, X., & Xiao, R. (2008). Fluidization of Biomass Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed. *Energy & Fuels*, 22(6), pp. 4170–4176.

7. RESPONSABILIDADE AUTORAL

“Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo deste trabalho”.

FLUID-DYNAMIC BEHAVIOR OF SUGARCANE BAGASSE PARTICLES

CON-2016-0104

Nestor Proenza Pérez, nestorproenza@yahoo.es¹
Daniel Travieso Pedroso, traviesocu@gmail.com²
Einara Blanco Machin, einara@feg.unesp.br²
Julio Santana Antunes, santana@feg.unesp.br²
Celso Eduardo tuna, celso.tuna@feg.unesp.br²
José Luz Silveira, joseluz@feg.unesp.br²

¹Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca (CEFET/RJ), Campus Angra dos Reis. Rua do Areal, 522 - Parque Perequê, Angra dos Reis - RJ, 23953-030

²Universidade Estadual Paulista (UNESP), Campus de Guaratinguetá (FEG). Av. Ariberto Pereira da Cunha, 333 - Portal das Colinas 12.516-410- Guaratinguetá, SP

Abstract. Detailed knowledge of fluid-dynamics behavior of the biomass particles is of vital importance to design and operate fluid bed technology, as well as processes for combustion, gasification and pyrolysis, in which the kinetics of the reactions depends directly on the fluid dynamic characteristics of the particles. This study performs an experimental analysis of the fluid-dynamics of the sugarcane bagasse particles in a fluidization column of 190 mm internal diameter, which was determined the minimum fluidization velocity of the pulp particles with different mean diameters ($0 < d_p < 9.5$ mm) using air as fluidizing medium. The results showed that the minimum fluidization velocity has a tendency to increase as the particle diameter increases. However, in a certain range of diameters ($0.88 \text{ mm} < d_p < 9.5 \text{ mm}$), where the particles have a high aspect ratio (length / diameter), it was not possible to fluidize them. Even if high superficial air velocities were employed, due mainly to the strong tendency for interlocking and high adhesive forces of this type of polydisperse particles and the high porosity displayed. Based on the experimental results, a new model was developed to determine the minimum fluidization velocity of the particles of sugarcane bagasse with mean diameters in the range of 0.075 mm - 0.445 mm. The comparisons were made using correlations in the literature for the determination of the minimum fluidization velocity and the experimental results showed that the proposed model predicts quite well this parameter with a maximum error of 6% compared to the experimental values.

Keywords: sugar cane bagasse, fluidization, minimum fluidization velocity, fluidized bed