



METODOLOGIA DE PROJETO DE UM LEITO FLUIDIZADO PARA INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS

Fernando Luís Pacheco de Resende

DETF – FEM – Unicamp - Caixa Postal 6088, – Campinas - SP - CEP: 13083-970. e-mail:
flpr@fem.unicamp.br

Arai Augusta Bernárdez Pécora

DETF – FEM – Unicamp - Caixa Postal 6122, – Campinas - SP - CEP: 13083-970. e-mail:
arai@fem.unicamp.br

***Resumo.** Neste trabalho é apresentada uma metodologia para o projeto de reatores de leito fluidizado com a finalidade de incineração de resíduos sólidos. A metodologia é baseada em um balanço de energia que aliado à resultados empíricos obtidos por pesquisadores no estudo da dinâmica sólido-fluido, compõe um processo iterativo capaz de dimensionar o leito, incluindo a placa distribuidora e o soprador. A metodologia proposta foi usada para projetar um leito usando areia como material particulado. A sensibilidade do método e as hipóteses adotadas foram verificadas variando-se a vazão mássica, o inventário de sólidos no reator e a temperatura do leito.*

***Palavras-chave:** incineração, fluidização, projeto*

1. INTRODUÇÃO

O gerenciamento de resíduos sólidos tem sido um tópico ambiental destacado, mobilizando a opinião pública devido à preocupação com a disposição inadequada destes resíduos no meio ambiente. Neste contexto, a incineração representa uma tecnologia capaz de reduzir, de forma significativa e permanente, o volume e a toxicidade das substâncias perigosas. Os incineradores de leito fluidizado têm sido utilizados devido às suas características operacionais favoráveis: uniformidade na câmara de combustão, fácil controle de temperatura, baixo custo de manutenção, minimização da formação de NO_x devido à temperaturas mais baixas e grande área superficial de reação. As partículas sólidas são introduzidas no leito e entram em contato com um gás ascendente (normalmente ar) à alta temperatura.

Apesar da simplicidade da operação, o projeto de um equipamento de leito fluidizado utilizado para esta finalidade exige o conhecimento de toda a dinâmica de fluidização e das características das interações sólido-fluido.

A teoria da fluidização foi estudada e formulada por diversos pesquisadores. Basu (1984) estudou os princípios de funcionamento dos distribuidores, incluindo os seus diferentes tipos e definindo as exigências necessárias para o seu adequado funcionamento. Glicksman (1984) adimensionalizou os parâmetros das equações que governam o comportamento do fluido e partícula no interior do leito, obtendo relações independentes da escala desejada no projeto. Kunii e Levenspiel (1991) reuniram dados empíricos e formulações teóricas obtidas por outros pesquisadores e fizeram uma revisão da teoria da fluidização.

A metodologia proposta se baseia em correlações empíricas existentes na literatura e nos balanços de massa e energia do processo, permitindo o dimensionamento do equipamento a partir do conhecimento das características do sólido a ser incinerado. A partir desta metodologia, é

também avaliado neste trabalho o efeito das variáveis de entrada no dimensionamento do sistema, tais como a temperatura de operação, o inventário e a vazão mássica de sólidos no leito.

2. MODELO MATEMÁTICO

2.1. Hipóteses

A metodologia proposta faz uso de algumas suposições a respeito do sistema. As principais hipóteses simplificadoras são listadas a seguir:

- O processo ocorre de forma contínua e em estado estacionário.
- As bolhas de gás que se desenvolvem no interior do leito são esferas de raio uniforme.
- O diâmetro das bolhas (d_b) é limitado pela desigualdade: $\frac{d_b}{D} < 0,05$
- A temperatura no interior do leito ($T_{p,f}$) é uniforme. A altura da câmara de expansão é 20 % maior do que a altura crítica de arraste (TDH).
- A transferência de calor entre o leito e as paredes internas ocorre com coeficiente de convecção igual à $250 \text{ W/m}^2\text{C}$.
- A transferência de calor ao redor do combustor ocorre por convecção natural, com coeficiente de convecção igual à $20 \text{ W/m}^2\text{C}$.
- A velocidade máxima permitida através dos orifícios na placa distribuidora é 40 m/s.
- Todo o gás que excede a situação de mínima fluidização atravessa o leito na forma de bolhas.

2.2. Velocidades

São duas as velocidades importantes na caracterização do sólido a ser incinerado: a velocidade de mínima fluidização e a velocidade terminal da partícula, que estabelecem os limites mínimo e máximo para a velocidade superficial do gás no reator.

A velocidade de fluidização pode ser obtida teoricamente através da Eq. (1) (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \text{Re}_{p,mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \text{Re}_{p,mf} = \text{Ar} \quad (1)$$

Na Eq. (1), $\text{Re}_{p,mf}$, ε_{mf} , ϕ e Ar são o número de Reynolds e porosidade de mínima fluidização, a esfericidade e o número de Arquimedes, respectivamente. Ar é definido pela Eq. (2):

$$\text{Ar} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (2)$$

Na Eq. (2), d_p , ρ_g , ρ_s , g e μ são o diâmetro médio da partícula, a massa específica do gás e do sólido, a aceleração da gravidade e a viscosidade do gás, respectivamente.

A velocidade de mínima fluidização (u_{mf}) pode ser obtida diretamente pelo número de Reynolds da partícula de mínima fluidização:

$$u_{mf} = \frac{\text{Re}_{p,mf} \cdot \mu}{d_p \cdot \rho_g} \quad (3)$$

O cálculo da velocidade terminal de uma partícula que cai através de um fluido pode ser feita pela introdução dos parâmetros adimensionais d_p^* e u^* (Haider e Levenspiel, 1989), definidos a seguir:

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right] \quad (4)$$

$$u^* = u_t \left[\frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_s - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad (5)$$

Inicialmente, calcula-se o valor de d_p^* a partir da Eq. (4). u^* é obtido a partir da relação entre d_p^* e u^* :

$$u^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{K1'}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad (6)$$

Onde:

$$K1' = 3,1131 - 2,3252 \cdot \phi \quad (7)$$

Uma vez obtido u^* , a velocidade terminal u_t pode ser determinada pela equação (5).

A velocidade superficial do gás ascendente (u_0) pode ser escolhida em função da velocidade de mínima fluidização. A metodologia de cálculo proposta adota-a igual ao dobro da velocidade de mínima fluidização, ou seja:

$$u_0 = 2 \cdot u_{mf} \quad (8)$$

2.3. Balanço de Energia

O balanço de energia é a etapa que permite obter o diâmetro do leito, as vazões de produtos gasosos, de ar de fluidização e de combustível. A energia ganha pelas partículas sólidas (q_s) é dada por:

$$q_s = \dot{m}_s \cdot c_{p_s} \cdot (T_{pf} - T_{pi}) \quad (9)$$

Na Eq. (9), \dot{m}_s , c_{p_s} , T_{pf} e T_{pi} são a vazão mássica de sólidos entrando no reator, o calor específico dos sólidos e as temperaturas de saída e entrada dos sólidos no reator, respectivamente.

O aquecimento das partículas sólidas ocorre em função da queima de gás combustível injetado no pré-aquecedor. A energia liberada pela queima do combustível (q_c) é em parte transmitida aos sólidos, sendo que uma parcela sai com os gases de combustão (q_g) e outra parcela é perdida para o meio ambiente (q_∞). O balanço de energia num volume de controle envolvendo o reator é representado por:

$$q_c = q_s + q_g + q_\infty \quad (10)$$

Onde:

$$q_C = m_C \cdot \text{PCI}_C \quad (11)$$

$$q_G = m_G \cdot \text{cp}_G \cdot (T_{g,f} - T_{g,i}) \quad (12)$$

Onde m_C e PCI_C são a vazão mássica e o poder calorífico inferior do combustível, respectivamente. m_G e cp_G são as vazões mássica e o calor específico dos gases de combustão, enquanto que $T_{g,f}$ e $T_{g,i}$ referem-se à temperatura de saída e entrada dos gases de combustão, respectivamente.

Adotando-se a porcentagem de excesso de ar da reação de combustão, encontra-se a relação entre as vazões mássicas de gases de combustão e combustível (GC):

$$\text{GC} = \frac{m_G}{m_C} \Rightarrow m_C = \frac{m_G}{\text{GC}} \quad (13)$$

Substituindo as Eqs. (11), (12) e (13) em (10), obtém-se:

$$m_G = \frac{q_s + q_\infty}{\left(\frac{\text{PCI}}{\text{GC}} - \text{cp}_g (T_{f,g} - T_{i,g}) \right)} \quad (14)$$

Todos os valores do membro direito da equação (14) são conhecidos, com exceção do calor perdido para o meio ambiente, q_∞ , que ainda não seria possível estimar, uma vez que a geometria do reator ainda não foi estabelecida. Adota-se então $q_\infty = 0$ inicialmente, e posteriormente corrige-se esta simplificação, como é mostrado mais adiante.

Conhecida a vazão de gases, o diâmetro do leito pode ser determinado através da relação entre a vazão mássica e a velocidade superficial dos gases:

$$m_G = \rho_G u_0 \frac{\pi D^2}{4} \quad (15)$$

Logo, a área transversal do reator, A , é determinada.

2.4. Altura do leito e comprimento do combustor

Um parâmetro necessário para o cálculo da altura do leito é a velocidade das bolhas (u_b). Ela pode ser obtida através correlação expressão pela Eq. (16) (Davidson e Harrison, 1963):

$$u_b = (u_0 - u_{mf}) + 0,71 \sqrt{g \cdot d_b} \quad (16)$$

Onde d_b é o diâmetro das bolhas. Devido ao fato de estarmos assumindo que as bolhas no interior do leito são esferas de raio uniforme, o diâmetro das bolhas é uma constante em todo o interior do leito. Esta é uma suposição grosseira, pois o diâmetro das bolhas varia na medida em que sobem. Entretanto, é uma simplificação que facilita muito os cálculos de projeto, pois podemos assumir que o diâmetro d_b é igual ao diâmetro inicial da bolha formada próxima à placa distribuidora, d_{b0} . Para altas vazões de gás, d_{b0} é dado pela seguinte expressão (Kunii e Levenspiel, 1991), em CGS:

$$d_{b0} = \frac{2,78}{g}(u_0 - u_{mf})^2 \quad (17)$$

A altura do leito H_L se relaciona com os parâmetros já conhecidos segundo a Eq. (18) (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$\frac{H_L - H_{mf}}{H_L} = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b} \quad (18)$$

A altura crítica de arraste (TDH) é a altura a partir da qual a concentração de sólidos na câmara de expansão se mantém constante. O conhecimento de TDH é importante para evitar a elutriação dos sólidos para fora do leito e consequente esvaziamento do reator. Existem vários métodos disponíveis na literatura para o cálculo de TDH, cada um deles aplicado à condições específicas. Um exemplo é a correlação de Soroko et al (1969), aplicável à sólidos com $75 \mu\text{m} < d_p < 200 \mu\text{m}$, e que fornece TDH em função da altura de leito fixo H_m e dos parâmetros adimensionais Reynolds da partícula e Arquimedes:

$$\text{TDH} = 1200.H_m . \text{Re}_p^{1,55} . \text{Ar}^{-1,1} \quad (19)$$

A altura de leito fixo pode ser determinada diretamente pela razão entre o volume de sólidos no leito e a área da sua seção transversal. O volume de sólidos no leito é conhecido a partir da massa de sólidos no reator.

$$H_m = \frac{m_s}{A\rho_s} \quad (20)$$

Onde m_s é o inventário de sólidos no reator. O comprimento total do combustor (H) é a soma da altura do leito (H_L) e da altura da câmara de expansão (H_f):

$$H = H_L + H_f \quad (21)$$

Por hipótese, assumimos que a câmara de expansão é 20 % maior do que TDH, ou seja:

$$H_f = 1,20.TDH \quad (22)$$

2.5. Processo Iterativo

No balanço de energia, foi desprezada inicialmente a taxa de transferência de calor ao ambiente externo. Determinada a geometria do reator, q_∞ pode ser calculado. Admitindo que o calor perdido é essencialmente devido à convecção, temos:

$$q_\infty = h_\infty \left(\pi D H + \frac{\pi D^2}{4} \right) (T_{\text{ext}} - T_\infty) \quad (23)$$

Onde h_∞ é o coeficiente de película para troca térmica entre o ar externo e a superfície externa do leito, T_{ext} e T_∞ são as temperaturas da superfície externa do leito e do ar externo, respectivamente. Determinado q_∞ retorna-se à Eq. (10) e obtém-se a nova área do reator. O procedimento é realizado até haver convergência no valor de q_∞ .

2.6. Placa distribuidora

O projeto da placa distribuidora envolve o cálculo das quedas de pressão no leito e no distribuidor. De acordo com Zuiderweg (1967), a queda de pressão no distribuidor (Δp_d) deve ser de 0,2 à 0,4 vezes a queda de pressão no leito. Adotando um valor médio (0,3):

$$\Delta p_d = 0,3\Delta p_b \quad (24)$$

O próximo passo no projeto da placa distribuidora é obter a velocidade do gás através dos orifícios (u_{or}), através da Eq. (25) (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$u_{or} = C_{d,or} \left(\frac{2 \cdot \Delta P_d}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (25)$$

Onde $C_{d,or}$ é o coeficiente de orifício. O coeficiente de orifício é tabelado em função do número de Reynolds da partícula, conforme a Tab. (1).

Tabela 1: Variação do coeficiente de orifício em função de Reynolds da partícula (Kunii e Levenspiel, 1991)

Re_p	100	300	500	1000	2000	> 3000
$C_{d,or}$	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,60

É importante que o valor de u_{or} não seja superior à 40 m/s, pois pode haver desgaste excessivo do material da placa nas regiões próximas aos orifícios.

Wen (1980) sugeriu que, para evitar a queda das partículas de sólido através dos orifícios da placa, o diâmetro destes orifícios não devem ser maiores do que 3 à 8 vezes o diâmetro da partícula. Entretanto, o custo de fabricação da placa torna impraticável a utilização de diâmetros de orifícios menores do que 1,5 mm.

Aplicando a Eq. da Continuidade, o número de orifícios por área da placa, N_{or} , pode então ser calculado:

$$u_0 = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 u_{or} N_{or} \quad (26)$$

2.7. Dimensionamento do soprador

A potência ideal requerida para bombear o gás de fluidização através do sistema é o produto da queda de pressão ΔP no sistema e a vazão volumétrica (Howard, 1989):

$$W_{ideal} = \frac{(\Delta P) \dot{m}}{\rho_G} \quad (27)$$

A metodologia considera o soprador com rendimento de 75 %.

3. RESULTADOS

Para avaliar a metodologia de projeto proposta foi projetado um reator que utiliza Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) como combustível, ar como comburente e areia com $d_p = 0,197$ mm como sólido particulado. Adotou-se ainda os seguintes dados de entrada:

- Temperatura de operação de 900 °C;
- Inventário de sólidos de 500 kg;
- Vazão mássica de sólidos de 0,4 kg/s;
- Temperatura inicial das partículas de 25 °C

Os principais resultados são mostrados na Tabela 2.

Os cálculos foram realizados utilizando planilha do MS Excel, tendo sido verificada a influência dos parâmetros vazão mássica de sólidos, inventário de sólidos no reator e temperatura do reator sobre os resultados obtidos segundo o procedimento proposto.

Tabela 2: Resumo dos resultados do projeto de um reator utilizando areia

Velocidade de mínima fluidização	0,0943 m/s
Velocidade superficial do gás	0,189 m/s
Vazão mássica de gases	0,2 kg/s
Vazão mássica de combustível	0,011 kg/s
Vazão mássica de ar	0,19 kg/s
Calor perdido para o meio ambiente	7230,121 W
Queda de pressão no leito fluidizado	6163,353 Pa
Diâmetro do leito	1,01 m
Altura do leito	1,01 m
TDH	0,68 m
Comprimento total do combustor	1,82 m
Material isolante	Manta com fibra de alumina e sílica
Espessura do isolante	0,048 m
Placa distribuidora:	
Queda de pressão na placa distribuidora	1843 Pa
Diâmetro dos orifícios	1,5 mm
Número de orifícios / área	0,3 /cm ²
Potência do soprador	1711 W

A Figura 1 mostra a variação do diâmetro e da altura do leito em função da vazão de sólidos:

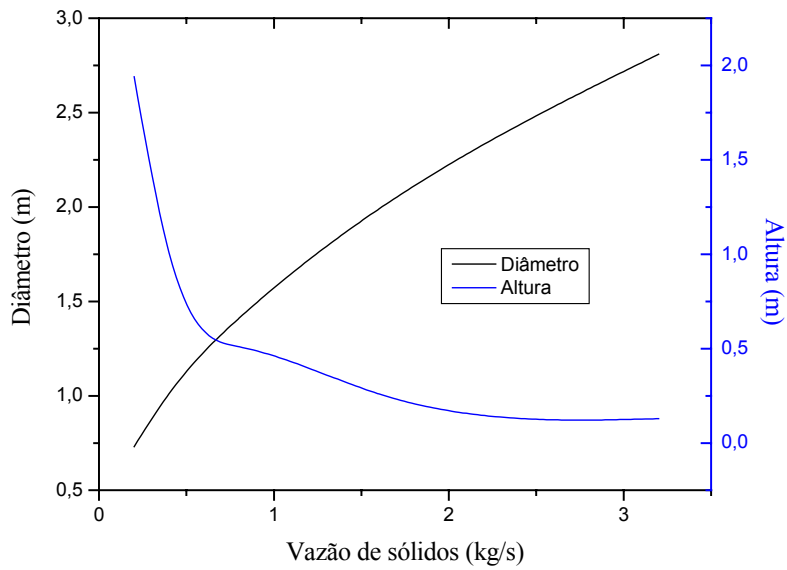


Figura 1: Diâmetro e Altura do leito em função da vazão de sólidos

O aumento do diâmetro do leito em função do aumento da vazão de sólidos é justificado em função da necessidade de maior vazão mássica de combustível para o aquecimento das partículas, o que leva ao aumento da vazão de gases de combustão e conseqüentemente maior diâmetro do leito se mantivermos fixa a velocidade superficial do gás.

Observa-se que a altura do leito diminui com o aumento da vazão de sólidos, o que pode ser explicado em função do inventário de sólidos ter sido mantido constante e o diâmetro do leito ter aumentado, portanto a altura do leito fixo diminui (Eq. (20)).

A potência necessária no soprador não mostrou variações significativas com o aumento da vazão de sólidos, uma vez que a queda de pressão do sistema não é afetada pela vazão de sólidos alimentada no reator.

A Figura 2 mostra a influência do inventário de sólidos na altura do leito e na potência do soprador.

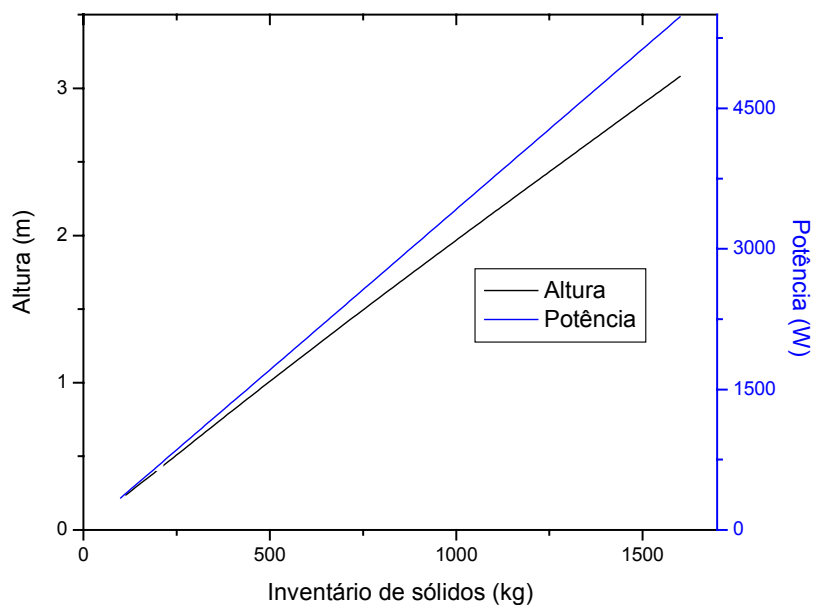


Figura 2: Altura e Potência do Soprador em função do inventário de sólidos

A altura do leito aumenta de forma linear com o aumento no inventário de sólidos. Este efeito ocorre porque o aumento no inventário de sólidos causa aumento no volume de sólidos no interior do leito, e consequentemente aumenta a altura de mínima fluidização. Segundo a Eq. (18), a altura do leito e altura de mínima fluidização estão relacionadas de forma linear.

A potência do soprador aumenta também de forma linear com o aumento no inventário de sólidos, uma vez que a quantidade de sólidos no interior do leito está diretamente ligada à queda de pressão no sistema. Observou-se que o inventário de sólidos apresenta influência desprezível no diâmetro do leito, pois praticamente todo o acréscimo no volume de sólidos em seu interior é obtido pelo aumento linear da altura do leito com o inventário.

A Figura 3 mostra a influência da temperatura no diâmetro e altura do leito:

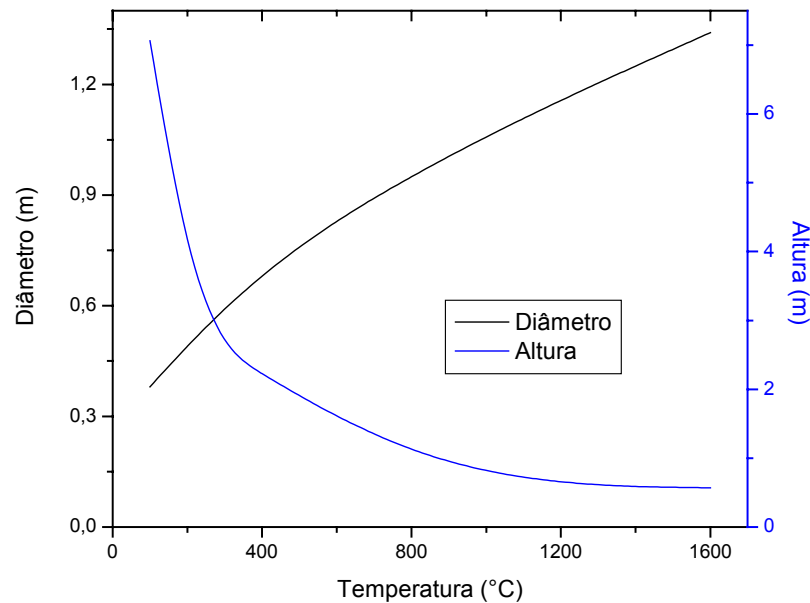


Figura 3: Diâmetro e altura do leito em função da temperatura

Observa-se que o diâmetro do leito aumenta com a temperatura, porque quanto maior a temperatura, mais energia é necessária no sistema, tornando maior a vazão de combustível e consequentemente maior a vazão dos gases de combustão. O aumento na vazão de gases leva à necessidade de um diâmetro maior. O aumento no diâmetro do leito mantendo-se o inventário de sólidos constante leva à diminuição da altura do leito, como também pode ser observado pela Fig. (3). Não observa-se influência da temperatura na potência do soprador, uma vez que esta não está relacionada à queda de pressão no leito.

4. CONCLUSÕES

A metodologia de projeto proposta nesse trabalho reúne informações normalmente dispersas na literatura e permite a obtenção da geometria de combustores utilizando combustíveis gasosos no tratamento de resíduos sólidos. Hipóteses simplificadoras são utilizadas baseadas em observações experimentais de leitos fluidizados borbulhantes. A metodologia é de fácil implementação, necessitando de poucos dados de entrada. A análise da sensibilidade do modelo mostrou-se coerente com o resultado esperado teoricamente.

5. REFERÊNCIAS

Basu, P., 1984, "Design of Gas Distributors for Fluid Bed Boilers", Fluidized Boilers: Design and Application Pergamon Press.

- Davidson, J.F. and Harrison, D., 1963, "Fluidized Particles", Cambridge Univ. Press, New York.
- Glicksman, L.R., 1984, "Scaling Relationships for Fluidized Beds", Chemical Engineering Science, Vol. 39, No. 9, pp.1373 – 1379.
- Haider, A and Levenspiel, O., 1989, Powder Technol., No. 58, pp.63.
- Howard, J.R., 1989, "Fluidized Bed Technology: Principles and Applications".
- Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991, "Fluidization Engineering", 2^o Ed., Butterworth Hewensnn.
- Soroko, V., Mikhalev, M., Mukhlenov, I., "Int. Chem. Eng.", No. 9, pp.280.
- Zuiderweg, F.J., 1967, "Proc. Int. Symp. On Fluidization", A.A.H. Drinkenburg, Netherlands Univ. Press, Amsterdam, pp.739.

DESIGN METHODOLOGY FOR FLUIDIZED BEDS TO INCINERATION OF SOLID WASTE

Fernando Luís Pacheco de Resende

DETF – FEM – Unicamp - Caixa Postal 6088, – Campinas - SP - CEP: 13083-970. e-mail: flpr@fem.unicamp.br

Araí Augusta Bernárdez Pécora

DETF – FEM – Unicamp - Caixa Postal 6122, – Campinas - SP - CEP: 13083-970. e-mail: arai@fem.unicamp.br

***Abstract.** This paper presents a methodology for the design of fluidized bed reactors with the purpose of solid waste incineration. The methodology is based on the energy balance around the reactor and on empiric results obtained in experiments with bubbling fluidized beds. The procedure is iterative giving as result the bed geometry, including the plate distributor and the blower. The proposed methodology was used to design a bed with sand particulates as solid material, and it was verified the influence of the solid mass flow rate, the solid inventory and the temperature on the reactor design.*

***Keywords:** incineration, fluidization, design*