

2 - ESTADO DA ARTE

2.1 - Resultados empíricos de combustão de carvão e absorção de SO₂ em leitos fluidizados borbulhantes

As taxas elevadas de consumo de calcário necessárias na CLF atmosférico borbulhante têm motivado muitos pesquisadores a investigar os efeitos da relação molar Ca/S de alimentação nas taxas de absorção de SO₂. De acordo com Newby and Keairns (1991), para que o processo seja competitivo em relação a outras tecnologias convencionais de dessulfurização, seriam desejáveis relações Ca/S de cerca de 1,5 para calcários calcíticos e de cerca de 1,2 para calcários dolomíticos.

Lee *et al.* (1980) encontraram relações Ca/S em torno de 3,0 para 90% de remoção de SO₂ a 800 °C, usando um calcário calcítico britânico de cerca de 300 µm. Por outro lado, Fee *et al.* (1984) apresentam resultados de remoção em torno de 60% a 850 °C para Ca/S de 3,0, usando um calcário calcítico de 1130 e 1200 µm. Lyngfelt and Leckner (1989) obtiveram 75% de remoção a 850 °C para Ca/S de 2,75, para um calcário calcítico de cerca de 600 µm. Khan and Gibbs (1991) apresentam resultados de remoção em torno de 69% a 850 °C para Ca/S de 3,0, usando calcário e granulometria não especificados. García-Labiano *et al.* (1992) apresentam resultados de remoção em torno de 85% a 850 °C para Ca/S de 3,0, usando calcário não especificado em faixa granulométrica larga entre 200 e 2000 µm. Makarytchev *et al.* (1995) obtiveram cerca de 93 % de remoção a 850 °C para Ca/S de 4,0, usando um calcário calcítico de 100 µm.

Adánez *et al.* (1993) apresentam resultados de remoção de SO₂ para oito calcários diferentes. Para Ca/S de 3,0 obtiveram remoções entre 45 e 80 %, para temperatura de leito de 850 °C e granulometria em faixa larga entre 250 e 2000 µm.

Zhang *et al.* (1991) apresentaram resultados de remoção de SO₂ em quatro diferentes instalações de CLF atmosférico borbulhante. Vários carvões e calcários foram considerados em temperaturas entre 789 e 1089 °C, utilizando Ca/S entre 1,12 e 7,2. Para os vários reatores e combinações de carvões e calcários considerados, observaram remoções de SO₂ entre 65 e 95 % para Ca/S de 3,0. Os estudos de Zhang *et al.* indicaram que, para temperaturas na faixa 800-900 °C, os efeitos da temperatura e da velocidade superficial dos gases sobre a remoção de SO₂ aparentam muito menos importantes que o efeito da relação Ca/S.

Lee and Georgakis (1981) compilaram resultados empíricos de remoção de SO₂ em plantas piloto de CLF atmosférico borbulhante de escala comercial. Oito tipos de calcário foram considerados, em granulometrias entre 330 e 800 µm, a temperaturas entre 797 e 917 °C. Determinaram Ca/S necessário para 90% de remoção variando entre 1,36 e 5,41. Os melhores resultados foram encontrados para calcários dolomíticos.

Os estudos de remoção de SO₂ acima foram realizados para diferentes calcários em CLF atmosférico borbulhante de diferentes carvões minerais sob condições operacionais diferentes. Isso dificulta tremendamente a comparação de resultados. A dificuldade se agrava ainda mais tendo em vista que, na maioria dos casos, não é sequer definido ou possível estimar o tempo de residência das partículas de calcário no reator.

A complexidade hidrodinâmica dos processos de fluidização impõe tremenda dificuldade de escalonamento. Há inúmeros estudos na literatura voltados para o escalonamento de leitos fluidizados borbulhantes. Em geral, estes estudos estão voltados para a proposição de critérios e regras de similaridade expressas em termos de parâmetros adimensionalizados característicos do processo.

A literatura específica relacionada a efeitos de escala sobre o processo de absorção de SO₂ em CLF atmosférico borbulhante de carvões minerais é escassa. Lee and Georgakis (1981) analisaram resultados de absorção de SO₂ em diferentes plantas piloto de CLF atmosférico borbulhante (Argonne National Laboratory e National Coal Borad da Inglaterra). Os autores não discutem possíveis efeitos de escala no processo.

Fee *et al.* (1984) desenvolveram estudos de remoção de SO₂ em duas plantas de CLF atmosférico borbulhante da Babcock and Wilcox, de 0,914 x 0,914 m e 1,828 x 1,828 m de seção transversal, usando o mesmo calcário em granulometrias e temperaturas semelhantes. Os autores não apresentam qualquer discussão relativa a possíveis efeitos de escala no processo. Observam, porém, que maiores concentrações de particulado no freeboard causam maior retenção relativa de SO₂ nesta região. Isso está de acordo com o fato de que em leitos de menor seção transversal os efeitos de parede se tornam relativamente mais intensos, causando entre outros diminuição de concentração de particulado no freeboard (aumenta a frequência de colisões de particulados contra as paredes; estas perdem momentum e tendem a retornar para o leito). Então, reatores de menor seção transversal apresentam menor remoção relativa de SO₂ no freeboard. Os resultados apresentados por Fee *et al.* (1984) mostraram maior retenção de SO₂ no reator de 1,828 x 1,828 m. Deve-se considerar, entretanto, que não há informação quanto ao tempo de residência do calcário no processo para qualquer dos reatores.

Zhang *et al.* (1991 e 1992) estudaram a remoção de SO₂ em quatro plantas de CLF atmosférico borbulhante, uma com 0,24 m de diâmetro, duas com seção transversal de 0,381 x 0,406 m, e a outra com seção transversal de 1,37 x 2,90 m. Vários carvões e calcários foram considerados em granulometrias entre 340 e 3000 µm, em temperaturas entre 789 e 1089 °C. Os autores observam que, a despeito das diferenças de escala entre os combustores, os resultados de absorção de SO₂ se mostraram semelhantes.

Dam-Johansen and Ostergaard (1991) desenvolveram estudos de batelada de absorção de SO₂ por calcários em duas plantas de CLF atmosférico borbulhante: um reator de bancada de 0,052 m de diâmetro, e uma planta piloto 0,5 m de diâmetro. O reator de bancada foi fluidizado com uma mistura de gases típica da combustão de carvões, incluindo SO₂, pré-aquecida na temperatura do processo. A planta piloto operou com combustão de carvão. Os calcários utilizados nos dois reatores foram previamente calcinados a 850 °C. Os resultados mostraram utilização de calcário na planta piloto muito menos eficiente que no reator de bancada. Esse fato foi atribuído à excessiva elutriação, à menor concentração de SO₂ no leito, e à possível geração de

condições locais redutoras na planta piloto. Por outro lado, o ranking de efetividade relativo entre os diferentes calcários resultou idêntico nos dois reatores.

2.2 – Contribuições do NETeF

Apresenta-se a seguir um sumário dos principais resultados obtidos nas três linhas de estudos em andamento no NETeF, nas plantas piloto e de bancada de combustão em leito fluidizado borbulhante atmosférico, e em termogravimetria. As plantas de bancada e piloto são descritas no Capítulo 3.

De Sousa (1999) avaliou o comportamento hidrodinâmico da planta piloto de leito fluidizado, que apresenta seção quadrada de $0,25 \text{ m}^2$ e altura total de 1,80 m. Os testes foram realizados a frio com areia de diâmetro médio de $161 \mu\text{m}$ fluidizada com ar a velocidades superficiais de até 0,50 m/s. Os padrões de circulação macroscópica de sólidos foram analisados e caracterizados através de medidas locais de pressão e de capacitância. O autor identificou dois regimes de fluidização: homogênea e borbulhante. Observou que o aumento da velocidade de fluidização produziu aumento no tamanho das bolhas de gás e sua coalescência.

A planta piloto foi também estudada por Tureso (2004) que avaliou o desempenho na absorção de SO_2 por calcário dolomítico na combustão, em regime permanente, de um carvão mineral brasileiro. Os resultados mostraram eficiência de remoção de SO_2 de até 94% para relação $\text{Ca/S}=4$ e excesso de ar de 21%. Para a relação $\text{Ca/S}=1$, a mais baixa utilizada, e que representa a condição estequiométrica, a eficiência de remoção caía para 55%. O excesso de ar mostrou um papel claro, porém mais modesto. A redução do excesso de ar de 21% para a condição estequiométrica levou a eficiência de remoção de SO_2 de 94% para 84%. O carvão e o calcário utilizados pelo autor são os mesmos usados no presente trabalho (ver Capítulo 3).

Os trabalhos descritos a seguir foram todos realizados na planta de bancada de leito fluidizado, que tem diâmetro interno de 0,160 m e altura total de 0,450 m. Em

todos os estudos foram realizados ensaios de batelada de 50 g de calcário em leito de 2,8 kg de areia. O tipo de calcário e granulometrias variaram de acordo com o estudo realizado. A atmosfera de reação era uma mistura de ar e SO₂ puro, resultando numa concentração em torno de 1000 ppm de SO₂.

Costa (2000) estudou os efeitos da temperatura na conversão e no coeficiente global de taxa de reação na absorção de enxofre por calcário. Os testes foram realizados com ar de fluidização a temperaturas entre 700 e 980 °C, e velocidade superficial em torno de 0,70 m/s. A areia possuía tamanho médio de 650 µm e o calcário 545 e 650 µm, ambos de faixa estreita. O calcário era calcítico, possuindo 39 % de Ca e 1% de Mg. Nos testes com calcário de 650 µm, a redução máxima da concentração de SO₂ mostrou-se uma função crescente da temperatura até 907 °C, quando atingiu o valor máximo de 81,5%. A partir deste ponto o aumento da temperatura reduziu este parâmetro até 79,9%, obtido na temperatura limite de 958 °C. Com calcário de 545 µm, a redução máxima obtida foi de 84,4% a 907 °C. O máximo valor encontrado para o coeficiente global de taxa de reação e para conversão foi de 0,500 m/s na temperatura de 881 °C e 0,11 kmolSO₂/kmolCa na temperatura de 950 °C, respectivamente, ambos para calcário de 650 µm.

O efeito do tipo de calcário na absorção de SO₂ foi investigado por Camargo (2001), que trabalhou com cinco calcários diferentes, denominados: DP, CI, DI, MI e SJL. A granulometria média foi de 545 µm, faixa estreita, para os calcários e areia do leito. As temperaturas de testes foram de 750 e 850 °C. Os resultados apontaram os calcários DP e CI como os de maior e menor conversão, respectivamente. A 750 °C e 1500 s de processo a conversão do calcário DP foi de 0,20 kmolSO₂/kmol(Ca+Mg) e a do CI foi 0,07 kmolSO₂/kmol(Ca+Mg). A 850 °C e 2500 s de teste a conversão do calcário DP foi de 0,32 kmolSO₂/kmol(Ca+Mg) e a do CI foi 0,13 kmolSO₂/kmol(Ca+Mg). Em termos de redução máxima da concentração inicial de SO₂, os melhores e piores resultados foram 90 % e 51 % para o calcário DP e para o SJL, respectivamente, a 750 °C, e 95 % e 88 % para o calcário SJL e para o DI, respectivamente, a 850 °C. O calcário SJL também apresentou o valor máximo inicial de 6,99 m/s para o coeficiente global de taxa de reação a 850 °C, enquanto o calcário DP apresentou o valor em torno de 0,75 m/s.

A influência do tamanho médio de partícula de calcário na absorção de SO_2 foi estudada por Da Silva (2001), que trabalhou com faixas estreitas, e por Da Silva (2003), que trabalhou com faixas amplas de distribuição granulométrica. Em ambos os trabalhos os calcários utilizados foram DP e CI, e os testes realizados a $850\text{ }^\circ\text{C}$. Nos dois trabalhos, os resultados mostraram que partículas de calcário com diâmetro médio menor têm melhor eficiência tanto na conversão de calcário como na redução da concentração de SO_2 .

O efeito da concentração de SO_2 na sua absorção por calcário na planta de bancada foi estudado por Samaniego (2003). Foram criadas atmosferas com concentrações de SO_2 de 500, 1.000, 2.000 e 4.000 ppm. Dois tipos de calcário, o Dolomítico-DP e o Calcítico-CI foram testados, ambos com diâmetro médio de $385\text{ }\mu\text{m}$, faixa estreita. A temperatura do leito era de $850\text{ }^\circ\text{C}$. Para intervalos de tempo em que a concentração de SO_2 na saída alcançou 80 % da concentração de SO_2 entrando no leito, os valores de conversão do calcário DP foram de 0,59, 0,52, 0,66 e 0,34 $\text{kmolSO}_2/\text{kmol}(\text{Ca}+\text{Mg})$ para as concentrações de SO_2 de 500, 1.000, 2.000 e 4.000 ppm, respectivamente, enquanto que para o calcário CI as conversões foram de 0,21, 0,16, 0,22 e 0,18 $\text{kmolSO}_2/\text{kmol}(\text{Ca}+\text{Mg})$, respectivamente.

O efeito da atmosfera de gases de combustão de carvão na absorção do SO_2 gerado foi avaliado por Michels Jr. (2004). Bateladas de misturas de 5 g de carvão e 5 g de calcário, ambos com diâmetro médio de $460\text{ }\mu\text{m}$, foram introduzidas no leito fluidizado com ar aquecido a temperaturas entre 700 e $900\text{ }^\circ\text{C}$. Foram realizados ensaios com injeção simultânea de carvão e calcário, injeção de calcário defasada da injeção de carvão. Foram utilizados dois tipos de calcário CI e DP. Comparativamente, o calcário DP apresentou resultados melhores que o calcário CI. Os resultados também indicaram que, entre as temperaturas de 850 e $900\text{ }^\circ\text{C}$, a calcinação prévia do calcário não melhorou significativamente a absorção de SO_2 . A Tabela 2.1 mostra uma comparação entre resultados obtidos por Costa (2000) e Michels Jr. (2004), para sulfatação de calcário CI.

Tabela 2.1 – Comparação entre coeficientes globais de taxa de reação e conversão obtidos por Costa (2000) e Michels Jr (2004), para o calcário CI.

Michels Jr (2004)			COSTA (2000)		
Calcário CI ($d_c = 545 \mu\text{m}$)			Calcário CI ($d_c = 650 \mu\text{m}$)		
T ($^{\circ}\text{C}$)	X ($\text{kmol}_{\text{so}_2}/\text{kmol}_{\text{Ca}}$)	K_A (m/s)	T ($^{\circ}\text{C}$)	X ($\text{kmol}_{\text{so}_2}/\text{kmol}_{\text{Ca}}$)	K_A (m/s)
700	0,0235	0,1388	700	0,015	0,011
750	0,0102	0,0583	750	0,056	0,052
800	0,0111	0,0636	800	0,079	0,207
850	0,0149	0,0267	850	0,070	0,303
900	0,0247	0,0267	900	0,096	0,489
950	-	-	950	0,109	0,411

Fonte: Costa (2000) e Michels Jr (2004).

Da Silva Filho (2002) realizou estudos cinéticos sobre combustão de carvão CE-4500 em experimentos de termogravimetria. Seus resultados indicaram a existência de duas regiões de combustão denominadas primária e secundária. No entanto, segundo o autor, pode-se considerar uma etapa de combustão única com coeficiente de taxa de reação, em $1/\text{s}$, dado pela eq.(2.1). O autor também determinou algumas características do carvão, apresentadas na Tabela 2.2.

$$k = 191,93 \cdot \exp\left(-\frac{123358,6}{T}\right) \quad (2.1)$$

Tabela 2.2 – Composição química do carvão CE-4500.

	% massa		% massa
Carbono Fixo	50,59	Hidrogênio	3,52
Enxofre	5,14	Matéria Volatil	19,50
Nitrogênio	0,90	Cinzas	40,66
Oxigênio	7,93	Poder calorífico superior	18940 kJ/kg

Fonte: Da Silva Filho (2002).

Crnkovic (2003) determinou a energia de ativação aparente e o fator de frequência do processo de sulfatação por calcário através de testes em balança termogravimétrica. De maneira geral, os resultados mostraram que as reações de

dessulfurização por calcário são influenciadas pela atmosfera de reação, granulometria e tipo de calcário. A presença de gás carbônico na atmosfera do forno pode alterar a temperatura de calcinação e o gás oxigênio influencia na formação dos produtos de reação. Em termos de reatividade, a autora concluiu que o calcário dolomítico DP foi o que mais absorveu SO_2 dentre diferentes calcários ensaiados.

Ávila (2005) determinou a efetividade do calcário CI para a absorção de SO_2 em temperaturas diferentes, através de experimentos termogravimétricos. Obteve efetividades médias de aproximadamente 0,28% em atmosfera de ar e 0,30% em atmosfera de nitrogênio, para calcário de 545 μm a temperatura de 850°C. Observou que, nas condições estudadas, a sulfatação foi controlada por difusão de Knudsen.

2.3 – Efeitos de escala em leitos fluidizados borbulhantes

É amplamente conhecido que escalonar reatores de leito fluidizado de bancada para grandes unidades comerciais não é tarefa trivial. Esta atividade tem sido estudada na indústria química por mais de meio século e ainda não se tornou uma ciência exata. Assim, permanece uma área onde se misturam principalmente matemática, história e bom senso. Muitas simplificações e suposições estão envolvidadas em cada processo novo trazido para a prática comercial. É certo que modelos mais realistas e mais exatos são sempre desejáveis. Todavia, o segredo para o sucesso de escalonar leitos fluidizados não está no aumento da exatidão dos cálculos, mas exatamente no constante reconhecimento e gerenciamento das incertezas que existem.

Segundo Matsen (1996) observa que projetos específicos de leitos fluidizados apresentam alguns fatores que são independentes da escala de operação, tais como densidade do leito, velocidade do gás na mínima fluidização e condições de borbulhamento mínimo. Adicionalmente, relata que dados reais mostram divergências apreciáveis em relação a correlações disponíveis, e que tais divergências são maiores em condições de reação química. Para o autor estas incertezas são devidas basicamente as variações das faixas de distribuição granulométrica que são utilizadas durante a vida de qualquer planta comercial, e da composição físico-química de insumos naturais

como carvão e calcário cujas propriedades tendem a variar ainda que extraídos de uma mesma mina.

Volk *et al.* (1962) observaram que a densidade do leito expandido, para uma dada velocidade de fluidização, é maior para leitos de diâmetros maiores, conforme a Figura 2.1. Os dados apresentados foram obtidos por observações visuais da altura de leitos em várias velocidades de fluidização e para diferentes diâmetros de seção do leito. Neste caso, a variação da densidade para leitos de diâmetros diferentes é relevante, pois um leito com densidade maior possui uma maior quantidade de partículas por unidade de volume de gás. Assim, como a absorção de SO_2 ocorre principalmente na fase de emulsão, é de se esperar que leitos com densidade maior absorvam mais SO_2 que leitos com densidade menor, para uma mesma velocidade de fluidização. Isto pode ser devido à relação diâmetro de bolha pelo diâmetro do leito: para leitos de diâmetro pequeno os diâmetros das bolha tendem a ser aproximadamente iguais ao diâmetro do leito.

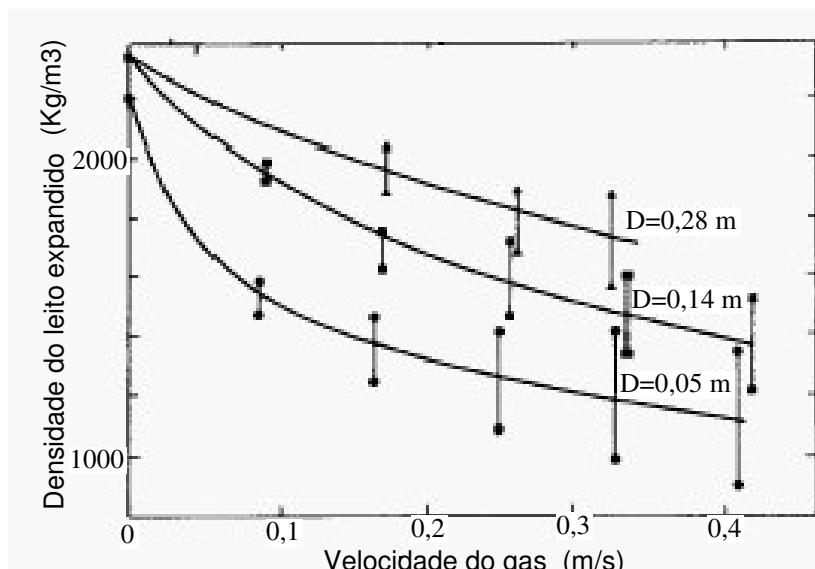


Figura 2.1 – Efeito de escala na densidade de leitos fluidizados de minério de ferro. Leitos com diâmetros de 0,05; 0,14 e 0,28 m. (VOLK *et al.*, 1962).

Segundo Matsen (1996), o padrão de desenvolvimento de bolhas é o elemento causador das variações de parâmetros de projeto, tais como densidade do leito, contato

gás/sólido e performance do reator, que são afetados pelo tamanho do leito fluidizado. Observa que as bolhas podem ocorrer de várias formas, como visto na Figura 2.2. Em equipamentos pequenos as bolhas teriam dimensões próximas daquelas do leito e um efeito de escala existiria certamente quando equipamentos maiores fossem utilizados.

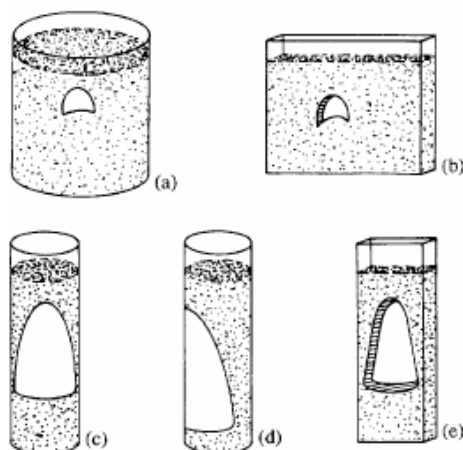


Figura 2.2 – Tipos de bolhas em leito fluidizado: (a) bolha com cúpula esférica; (b) bolha bidimensional; (c) pistonado simétrico; (d) pistonado na parede; (e) pistonado bidimensional. (MATSEN, 1996).

O padrão de desenvolvimento de bolhas é função do particulado do leito, da altura do leito e, principalmente, do tipo de placa injetora de gás no leito, conforme Lombardi, Pagliuso & Goldstein (1997). Observe-se que as bolhas incrementam os processos de mistura e de transferência de calor e massa: bolhas pequenas propiciam área grande de contato gás/sólido e pouca mistura, enquanto que bolhas grandes propiciam área pequena de contato gás/sólido e muita mistura.

Segundo Matsen (1996), bolhas com diâmetro esférico equivalente d_B maior que 0,1 vezes o diâmetro do leito D são afetadas pela parede do reator. Quando as bolhas são maiores, isto é, para $d_B/D > 0,3$, a velocidade da bolha é aproximadamente a mesma da velocidade do escoamento pistonado e as bolhas tornam-se visivelmente alongadas. Leitões fluidizados maiores geralmente apresentam escoamento diferente do pistonado, e neste caso é aconselhável estimar o tamanho das bolhas.

Uma estimativa relativamente simples do tamanho de uma bolha livre gerada por um único orifício foi apresentada por Harrison & Leung (1962). Eles relacionaram vazão volumétrica do gás e volume de bolha, e encontraram tanto para sólidos quanto para líquidos fluidizados a seguinte equação:

$$V_b = 1,14 \cdot \frac{v^{1,2}}{g^{0,6}} \quad (2.2)$$

em que: V_b é o volume de uma bolha em m^3 , v é a vazão volumétrica de gás (m^3/s) e g é a aceleração da gravidade (m/s^2). Note-se que a eq.(2.2) não relaciona efeitos da placa distribuidora e relações geométricas e de escalas. Em leitos fluidizados, as bolhas formadas na placa distribuidora começam a coalescer rapidamente assim que ascendem através do leito. Neste movimento ascendente, uma bolha arrasta uma esteira de partículas. Uma outra bolha seguindo dentro da esteira deixada pela primeira exibirá uma velocidade de subida U_b . Esta velocidade não estará relacionada com a velocidade média do gás na emulsão do leito, mas sim com a velocidade da esteira de partículas arrastadas pela primeira bolha.

Matsen (1996) apresenta a velocidade de ascensão de uma bolha num leito fluidizado como:

$$U_A = U - U_{mf} + U_b \quad (2.3)$$

em que U_A é a velocidade de ascensão das bolhas em fluidização contínua, U_b é a velocidade de subida de uma única bolha, e U é a velocidade de fluidização. Para uma bolha que segue na esteira de outra bolha, a velocidade de subida será aproximadamente igual a:

$$U_A = U - U_{mf} + 2 \cdot U_b \quad (2.4)$$

que é maior que a velocidade de subida da primeira bolha. Portanto a bolha que sobe na esteira coalescerá com a que está à sua frente, resultando numa bolha de diâmetro maior

tendo também uma correspondente velocidade maior U_b devido ao efeito de empuxo. Segundo o autor, sucessivos coalescimentos e crescimentos de bolhas podem ser calculados passo a passo. Entretanto tal cálculo não é rigoroso, sendo objeto de muitas hipóteses arbitrárias relativas as condições iniciais. O autor também cita que há várias correlações empíricas de coalescimento de bolhas propostas na literatura. Entretanto, tais correlações foram desenvolvidas para velocidades de gás relativamente baixas, leitos rasos e de diâmetro pequeno. Para o autor, tais correlações devem ser adotadas com cautela no escalonamento para plantas comerciais. O autor apresenta uma das equações mais utilizadas para prever o diâmetro de bolha D_b , que foi desenvolvida por Mori & Wen (1975):

$$\frac{D_{bM} - D_b}{D_{bM} - D_{bO}} = \exp\left(-0,3 \cdot \frac{H}{D}\right) \quad (2.5)$$

$$D_{BM} = 1,63 \left[\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot (U - U_{mf}) \right]^{0,4} \quad (2.6)$$

$$D_{BO} = 0,872 \cdot \left[\frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot n} \cdot (U - U_{mf}) \right]^{0,4} \quad (2.7)$$

Nas eq.(2.4), (2.5) e (2.6), D é o diâmetro do leito; D_b é o diâmetro da bolha; D_{bO} é o diâmetro inicial da bolha; D_{bM} é o diâmetro máximo da bolha; H é a altura do leito acima do distribuidor; U é a velocidade do gás, U_{mf} a velocidade de mínima fluidização e n o número de orifícios injetores.

Outras correlações fornecem uma relação simples entre velocidade superficial do gás, diâmetro do leito e altura máxima do leito fluidizado como, por exemplo, a correlação de Geldart (1986):

$$H_{mf} = \frac{M_{Leito}}{\rho_{Areia} \cdot A \cdot (1 - \epsilon_{mf})} \quad (2.8)$$

a correlação de Babu *et al.* (1978):

$$H = H_{mf} \cdot \left(1 + \frac{14,3132 \cdot (U - U_{mf})^{0,1378} \cdot d_{Areia}^{1,006} \cdot \rho_{Areia}}{U_{mf}^{0,937} \cdot \rho_{Ar}^{0,126}} \right) \quad (2.9)$$

e a correlação de Stubington *et al.* (1984):

$$d_b = \frac{0,43 \cdot (1000 \cdot (U - U_{mf}))^{0,4} \cdot (0,556 \cdot (1000 \cdot H + 127,2)^{1,8} - 3410,392)}{(1000 \cdot g)^{0,2} \cdot H \cdot 10^6} \quad (2.10)$$

Rowe *et al.* (1971), estudaram o mecanismo de divisão das bolhas num leito fluidizado, conforme ilustrado na Figura 2.3.

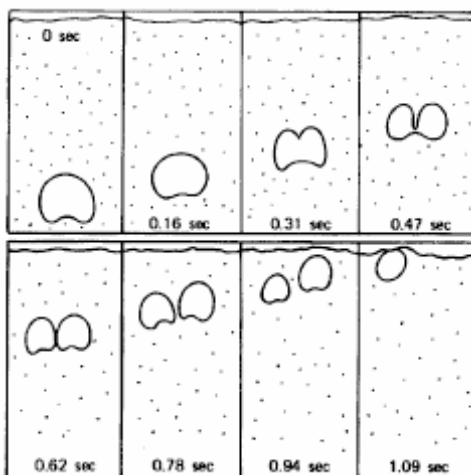


Figura 2.3 – Divisão de uma bolha (ROWE *et al.*, 1971).

Segundo os autores, embora um mecanismo exato para divisão de bolhas ainda não tenha sido provado, a teoria assegura que quando uma bolha torna-se muito grande ela fica hidrodinamicamente instável e ocorre sua divisão.

Para efeito de cálculo do tamanho de bolha, o projetista deveria utilizar, segundo Matsen (1996), duas ou três correlações para chegar a um valor comum. Este valor seria então comparado ao obtido num equipamento de escala maior. Posteriormente, o projetista deveria verificar a influência do tamanho crítico de bolha no desempenho do reator. De fato as bolhas têm efeito significativo nas características do leito, pois influenciam a elutriação, a mistura, a reação gás/sólido e a transferência de calor. Para o autor muitos leitos fluidizados comerciais operam com velocidades altas de fluidização e, ao invés de fluidização com bolhas discretas, apresentam fluidização em regime turbulento que é muito difícil de modelar.

Outra propriedade do leito fluidizado que é fortemente afetada pelo seu diâmetro é a taxa de mistura dos sólidos, geralmente expressa na forma de um coeficiente de difusão ou dispersão. Na Figura 2.4, o autor apresenta medições de difusividade axial, obtidos na literatura, como função do diâmetro do leito. Nota-se claramente que a difusividade é diretamente proporcional ao diâmetro do leito.

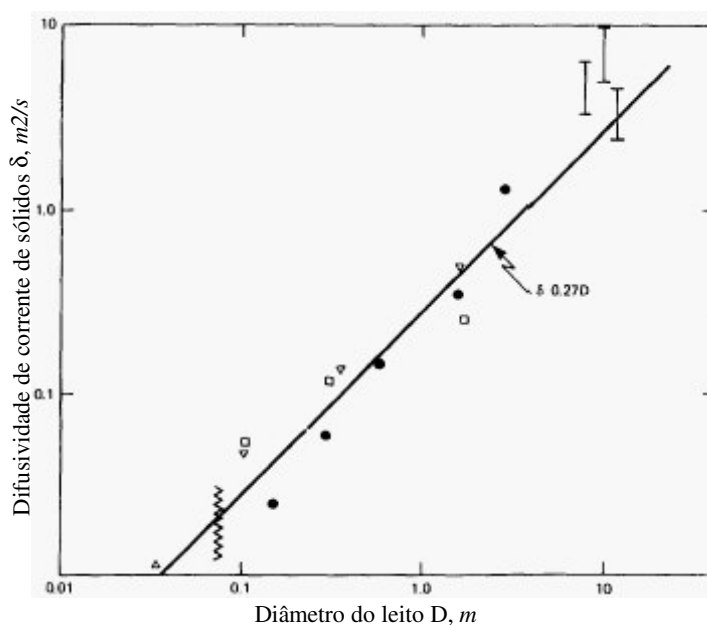


Figura 2.4 – Difusividade axial de corrente de sólidos em leito fluidizado. (MATSEN, 1996).

O autor ainda relatou que a maioria dos pesquisadores tem observado que a difusividade é proporcional à velocidade do gás. Porém, De Groot (1965) não encontrou efeito significativo da velocidade do gás em leitos de diâmetros maiores.

Outros trabalhos têm feito uso da análise dimensional para correlacionar efeitos de escala com diversas variáveis.

Aplicando o teorema dos Pi de Buckingham e a teoria bifásica da fluidização, Teplitskiy (1999) estudou a similaridade de processos de transporte de calor e massa em leito fluidizado borbulhante. O autor considerou o leito fluidizado como sendo formado pelas fases de bolha e emulsão. Estas fases determinam as características de transporte num leito fluidizado, proporcionando alta isothermicidade, valores elevados de difusão e de transferência de calor. O autor considerou que qualquer característica hidrodinâmica da fase de bolhas, B (*velocidade, tamanho e concentração de bolhas no leito*), é função da vazão de gás que escoar como bolhas, da capacidade de aceleração e da altura e diâmetro do leito. Com base nessas hipóteses propôs:

$$B = f(U - U_{mf}, H_{mf}, D, g, H) \quad (2.11)$$

que na forma adimensional, foi apresentada como:

$$B' = f\left(Fr, \frac{H_{mf}}{D}, \frac{H}{H_{mf}}\right) \quad (2.12)$$

onde $Fr = (U - U_{mf})^2 / (g \cdot H_{mf})$ é o número de Froude, caracterizando a razão entre a energia cinética das bolhas de gás e sua energia potencial. Assim, o autor caracterizou a fase de bolhas através de três parâmetros adimensionais de controle:

$$Fr, \frac{H_{mf}}{D}, \frac{H}{H_{mf}} \quad (2.13)$$

O autor ainda observa que um dos fundamentos principais da teoria bifásica de leitos fluidizados é que a fase de emulsão está em estado próximo ao de mínima fluidização. Conseqüentemente, nos vazios entre partículas as escalas características de espaço e velocidade são o diâmetro médio das partículas (d_s) e a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}). Os parâmetros governantes da fase de emulsão quando se considera transferência de calor são: calor específico do gás (c_f), calor específico das partículas (c_s), densidade do gás (ρ_f), densidade das partículas (ρ_s), viscosidade dinâmica do gás (μ_f), coeficiente de difusão do gás (D_f), e condutividade térmica do gás (K_f). Estes parâmetros foram agrupados para formarem uma característica arbitrária da fase de emulsão, E_I definida como:

$$E = \varphi(d_s, U_{mf}, c_s, \rho_s, \rho_f, c_f, \mu_f, D_f, K_f) \quad (2.14)$$

Em formas adimensionais, tem-se:

$$E' = \varphi\left(\text{Re}_{mf}, \text{Pr}, \text{Sc}, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) \quad (2.15)$$

$$E' = \varphi\left(\text{Ar}, \text{Pr}, \text{Sc}, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f}\right) \quad (2.16)$$

onde, $\text{Re}_{mf} = \frac{U_{mf} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\mu_f}$ é o número de Reynolds na velocidade de mínima

fluidização, $\text{Pr} = \frac{c_f \cdot \mu_f}{K_f}$ é o número de Prandtl, e $\text{Sc} = \frac{\mu_f}{\rho_f \cdot D_f}$ é o número de Schmidt.

Os números de Reynolds na mínima fluidização e Arquimedes foram obtidos pelo autor na literatura (TODES & TSITOVICH (1981) e WEN & YU (1966))

$$\text{Re}_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5.22\sqrt{Ar}} \quad (2.17)$$

$$Ar = \frac{g \cdot d_s^3 \cdot \rho_f (\rho_s - \rho_f)}{\mu_f^2} \quad (2.18)$$

De acordo como o autor, desconsiderando os processos de transporte de massa (Sc) e o fato de que, para gases, o número de Pr varia muito pouco, a eq.(2.16) pode ser simplificada para:

$$E' = \varphi \left(Ar, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f} \right) \quad (2.19)$$

Portanto, a fase de emulsão pode ser caracterizada por três parâmetros adimensionais:

$$Ar, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f} \quad (2.20)$$

Conforme apresentado pelo autor, uma característica de transporte do leito pode ser determinada pela superposição das eq.(2.12) e (2.19):

$$(FB)' = \Psi \left(Fr, \frac{H_{mf}}{D}, \frac{H}{H_{mf}}, Ar, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f} \right) \quad (2.21)$$

Portanto, foram considerados seis parâmetros adimensionais que caracterizam a similaridade de processos de transporte local em leito fluidizado, ou seja:

$$Fr, \frac{H_{mf}}{D}, \frac{H}{H_{mf}}, Ar, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f} \quad (2.22)$$

Entretanto, o autor cita que a igualdade de cinco números adimensionais, eq.(2.23), permite obter similaridade integral entre dois leitos fluidizados.

$$Fr, \frac{H_{mf}}{D}, Ar, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f} \quad (2.23)$$

O autor finaliza propondo que a similaridade (geométrica, hidrodinâmica e térmica) local completa de dois leitos fluidizados diferentes é obtida quando ocorre a igualdade correspondente de sete parâmetros adimensionais, quais sejam:

$$Fr, Ar, Re, \frac{H_{mf}}{D}, \frac{c_s}{c_f}, \frac{\rho_s}{\rho_f}, \frac{H}{H_{mf}} \quad (2.24)$$

Apresenta na Tabela 2.3 exemplos específicos de similaridade de leitos fluidizados para os casos de simulação de uma fornalha ($T=800\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P=0,1\text{ MPa}$) e de um gerador de gás. De acordo com o autor, os leitos LF1 e LF3 são completamente similares aos leitos FB2 e FB4, respectivamente, porque eles têm parâmetros correspondentes iguais na eq.(2.24). Nota-se que a similaridade apenas pelo elemento c_s/c_f não pode ser obtida devido à relação indireta entre c e ρ .

Tabela 2.3 – Similaridade de leitos fluidizados.

Variável	Fornalha LF1	Leito frio LF2	Gerador de gás LF3	Leito frio LF4
D (m)	1	0,18	1	1,62
H _{mf} (m)	1	0,18	1	1,62
U (m/s)	2	0,92	2	2,52
2U _{mf} (m/s)	1	0,50	0,49	0,61
d (μm)	2500	550	2000	3900
μ _f (kg/(m.s))	449.10 ⁻⁷	179.10 ⁻⁷	365.10 ⁻⁷	179.10 ⁻⁷
ρ _f (kg/(m.s))	0,31	1,2	4,81	1,2
ρ _s (kg/(m.s))	2000	7741	2000	500
	Similaridade		Similaridade	

Fonte: Teplitskiy (1999).

Glicksman & Farrell (1995) trabalharam com dois reatores de leito fluidizado circulante pressurizados: um reator com leito de diâmetro 0,85 m (denominado de

bancada), e outro com leito de diâmetro 3,4 m (denominado “Tidd”). O segundo reator foi construído com a utilização de um conjunto de parâmetros adimensionais simplificados e é uma escala de 1/4 do primeiro. Durante os testes o reator de bancada operava na temperatura ambiente (38 °C) e a unidade comercial a 862 °C. Segundo os autores, a utilização de certos parâmetros adimensionais mantidos constantes em ambos os reatores, permite a um leito fluidizado em temperatura ambiente simular um leito fluidizado a quente em termos de padrão hidrodinâmico do leito. Os parâmetros apresentados pelos autores são:

$$\frac{\rho_s}{\rho_f}, \frac{U^2}{g \cdot D}, \frac{U}{U_{mf}}, \frac{H}{D}, \frac{G_s}{\rho_s \cdot U}, \varphi_s, PSD \quad (2.25)$$

em que PSD é a função densidade de probabilidade das flutuações de pressão no modelo e na unidade escalonada; φ_s é a esfericidade da partícula e $\frac{G_s}{\rho_s \cdot U}$ é o parâmetro adimensional de fluxo de sólidos, sendo relevante apenas no escalonamento de leitos circulantes.

Segundo os autores, os fatores omitidos no desenvolvimento destes parâmetros de escala incluem forças de superfícies nas partículas, devido à carga eletrostática ou forças de Van der Waals, e efeitos de fricção entre partículas. A influência de tais fatores deve ser levada em conta dependendo do caso

Os processos de mistura de gás e sólidos e de transferência do calor em leitos fluidizados borbulhantes são função direta das características de bolha. Portanto, a verificação de qualquer mudança de escala deve ser baseada na comparação do padrão de bolhas. Segundo os autores, o adimensional relevante aqui é o parâmetro PSD , obtido através de medidas de diferença de pressão estática entre dois pontos verticais espaçados no leito e/ou no “freeboard” em função do tempo. Para os autores, estas medições dão boa indicação do padrão de bolhas, pois a amplitude do sinal captado está relacionada ao tamanho da bolha enquanto a frequência de flutuação do sinal está associada com a frequência de bolhas passando entre as sondas. Estas medidas podem ser feitas em vários pontos de regiões diferentes do reator.

Para os reatores de leito circulante, os autores listaram na Tabela 2.4 os parâmetros geométricos e de operação empregados no cálculo dos parâmetros simplificados para redução de escala do reator “Tidd”.

Tabela 2.4 – Parâmetros requeridos para redução de escala do reator “Tidd.

	Tidd	Modelo frio: escala 1/4	Leito frio de bancada: escala 1/4
T ($^{\circ}C$)	862	38	38
P (MPa abs)	0,904	0,101	0,101
μ (kg/m-s)	$4,6 \cdot 10^{-5}$	$1,9 \cdot 10^{-5}$	$1,9 \cdot 10^{-5}$
ρ_f (kg/m ³)	2,8	1,1	1,1
ρ_s (kg/m ³)	2513	988	918
ϕ_s	0,82	0,82	0,85
u_{mf} (m/s)	0,24	0,12	0,12
u (m/s)	0,91	0,46	0,46
D (m)	3,4	0,85	0,85
d_p (μm)	851	581	609

Fonte: Glicksman & Farrell (1995).

Na Tabela 2.5, os autores compararam os parâmetros adimensionais para redução de escala para os dois leitos. Os valores resultaram aproximadamente iguais no leito frio e no leito “Tidd”, indicando que eles possuem padrões hidrodinâmicos semelhantes.

Tabela 2.5 – Comparação dos parâmetros adimensionais simplificados para redução de escala do reator “Tidd”.

	Tidd	Leito frio de bancada escala 1/4
ρ_s / ρ_f	898	835
U^2 / gD	0,025	0,025
U / U_{mf}	3.8	3.8
H/D	Geometricamente similar	Geometricamente similar
φ_s	0,82	0,85
PSD	Semelhante	Semelhante

Fonte: Glicksman & Farrell (1995).

A manutenção do padrão hidrodinâmico para dois reatores de escalas diferentes parece ser o primeiro passo para o estudo do efeito de escala envolvendo reação química. Note-se que, no caso da absorção de SO_2 por calcário, a temperatura tem efeito relevante (COSTA, 2000), assim como o tipo de calcário (CAMARGO, 2001) e sua granulometria (DA SILVA, 2001).

Tomita & Adachi (1972) estudaram o efeito do diâmetro do leito no padrão de crescimento de bolhas em três leitos fluidizados gás/sólidos com 214, 378 e 599 mm de diâmetro interno. Utilizaram areia de diâmetro médio 202 μm como material do leito, altura de leito estático de 650 mm, velocidades superficiais de 0,10, 0,15, 0,20 e 0,25 m/s, a 1 atm e temperatura ambiente. As colunas de fluidização foram construídas com material transparente com altura de 1000 mm. Os resultados indicaram que a frequência de bolhas tende a ser aproximadamente constante para leitos de diâmetro menor operando com velocidade superficial baixa, mantendo o padrão de bolhas em toda a altura do leito. Para leitos com diâmetro maior a frequência de bolhas tende a ser maior nas paredes e nas partes baixas do leito. No topo do leito a frequência de bolhas tende a se uniformizar em todo o diâmetro. De maneira geral o aumento da velocidade

superficial aumenta levemente a frequência de bolhas no leito. Na Figura 2.5 observa-se a distribuição longitudinal da média de frequência de bolhas na seção, \bar{n} . Segundo os autores, \bar{n} diminuiu rapidamente até um nível cerca de 0,20 m acima da placa injetora; acima deste nível, \bar{n} passou a diminuir lentamente. O aumento da velocidade superficial mostrou ter pouca influência nos valores de \bar{n} .

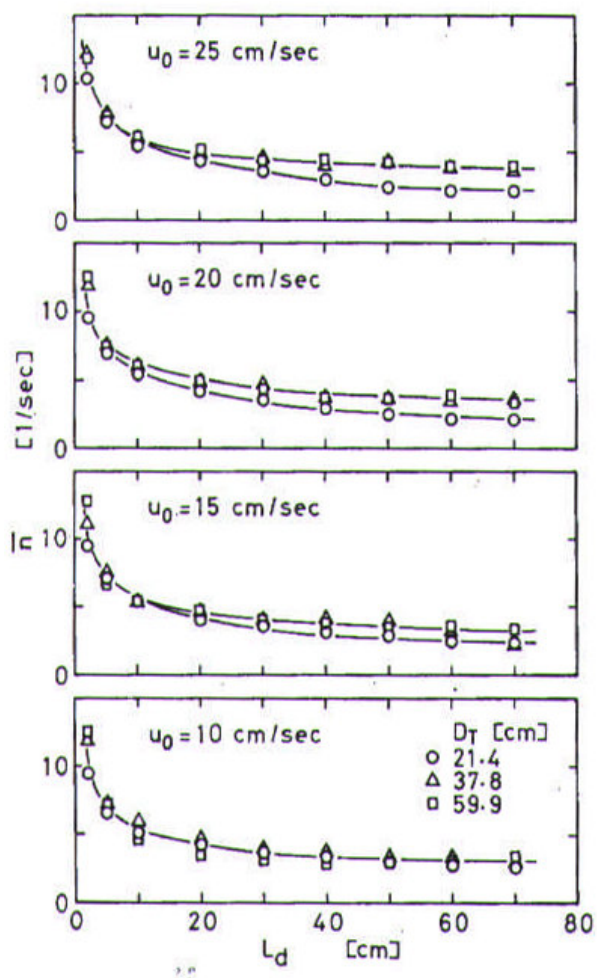


Figura 2.5 – Distribuição longitudinal da frequência média de bolhas (TOMITA & ADACHI, 1972).