



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Pós-Graduação em Engenharia Civil

**HIRODINÂMICA DE REATORES DE LEITO
FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO EM TUBOS
CONCÊNTRICOS**

1210001297



HUMBERTO CARLOS RUGGERI JÚNIOR

Ilha Solteira - SP



**HIDRODINÂMICA DE REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO
COM CIRCULAÇÃO EM TUBOS CONCÊNTRICOS**

Humberto Carlos Ruggeri Júnior

Doc. 071/2002 - NAD 058/02

UNESP - CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA	
SERVIÇO TÉCNICO DE BIBLIOTECA E DOCUMENTAÇÃO	
DE CHEGADA	DATA DE TOMBO
19.09.02	30.09.02
ADQUIRIÇÃO	TOMBO
<i>Acilza</i>	<i>Te. 1297</i>
CLASSIFICAÇÃO	
<i>Wloayp</i>	<i>R929h</i>
<i>Auto</i>	
<i>R. 12.02</i>	

Dissertação apresentada à FEIS - UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil - Ênfase em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

co
Sys 215368
Sys 561321

30704007

Orientador: Prof. Dr. Milton Dall'Aglio Sobrinho



Ilha Solteira - SP
Abril de 2002

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação/Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação de Ilha Solteira

Ruggeri Júnior, Humberto Carlos

R929h Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos / Humberto Carlos Ruggeri Júnior. -- Ilha Solteira, 2002
vi, 115f. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de concentração : Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2002

Orientador: Milton Dall'Aglío Sobrinho

Bibliografia: p. 113-115

1. Reator aeróbio 2. Leito fluidizado 3. Hidrodinâmica 4. Experimentação física

"HIDRODINÂMICA DE REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO EM TUBOS CONCÊNTRICOS"

HUMBERTO CARLOS RUGGERI JÚNIOR

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA À FACULDADE DE ENGENHARIA DO
CÂMPUS DE ILHA SOLTEIRA – UNESP – COMO PARTE DOS
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
MESTRE EM ENGENHARIA CIVIL.

COMISSÃO EXAMINADORA:

Prof. Dr. Milton Dall' Aglio Sobrinho – orientador - UNESP

Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma – EESC/USP

Prof. Dr. Geraldo de Freitas Maciel – UNESP

Ilha Solteira/SP, abril de 2002

Agradecimentos

A Deus pela oportunidade que me deu para meu engajamento moral

A minha família pelo carinho, confiança e apoio.

Ao meu orientador Milton Dal'Aglio Sobrinho pela minha formação, orientação dada neste trabalho e pela confiança depositada na realização.

Ao professor Dib Gebara pela minha formação, apoio, incentivo e pela orientação no processo biológico presente neste trabalho.

Aos meus amigos Saulo Andrade de Godói, Saulo Ricardo Canalla, Marcos Roberto Shoin Takami, Roger Augusto Rodrigues, pela força e pelo companheirismo.

A todos os técnicos e funcionários do Departamento e em especial aos técnicos José Cavassano Ribeiro e Sílvia Rogério Santa Moreira pela dedicação na montagem da bancada experimental.

A todos os membros da equipe de ratos e aos meus amigos da equipe Daniel Henrique Ugas Milanesi e Tibério Navarrete Hernandez.

A banca examinadora pela contribuição nas discussões que certamente veio muito enriquecer o trabalho.

A todos os professores do departamento.

Aos meus pais
Humberto e Thereza

Ao meu irmão
Alexandre

Aos meus amigos
Dib Gebara, Elaine,
Maria, Milton, Marcos,
Saulo e todos aqueles
que me
acompanharam.

BCpIS - FEIS - UNESP

BCpIS - FEIS - UNESP

Agradecimentos

A Deus pela oportunidade que me deu para meu engrandecimento moral

A minha família pelo carinho , confiança e apoio.

Ao meu orientador Milton Dall'Aglío Sobrino pela minha formação, orientação dada neste trabalho e pela confiança depositada na realização.

Ao professor Dib Gebara pela minha formação, apoio, incentivo e pela orientação no processo biológico presente neste trabalho.

Aos meus amigos Saulo Andrade de Godoi, Saulo Ricardo Canolla, Marcos Roberto Shoiti Takeuti, Roger Augusto Rodrigues, pela força e pelo companherismo.

A todos os técnicos e funcionários do Departamento e em especial aos técnicos José Cavassano Ribeiro e Silvio Rogério Sanitá Moreira pela dedicação na montagem da bancada experimental.

A todos os membros da equipe de reatores e aos meus amigos de equipe Daniel Henrique Egas Milanese e Tibério Navarrete Hernandes.

À banca examinadora pela contribuição nas discussões que certamente veio muito enriquecer o trabalho.

A todos os professores do departamento.



Resumo

ABSTRACT

Os reatores aeróbios de leito fluidizado vêm demonstrando uma boa eficiência na remoção da matéria orgânica. A interação entre as três fases (sólido, líquido, gás), torna estes dispositivos misturadores ideais. A alta massa específica do conjunto biomassa e fase sólida permite um maior tempo de permanência da biomassa ativa, reduzindo o tempo de detenção hidráulica. Desta maneira pode-se tratar um grande volume de esgoto com baixos tempos de detenção em uma pequena área de ocupação. A formação do biofilme depende da estrutura física do suporte e também, como vem sendo relatado na literatura, do comportamento hidrodinâmico dos reatores.

O trabalho propõe-se a investigar as relações entre as vazões de ar injetadas nos reatores e a concentração de partículas sólidas, fração volumétrica de ar e velocidade de circulação líquida. Para isso foi confeccionado um reator em PVC com duas relações entre diâmetro externo e interno (200-100 e 200-150), de 6 metros de altura. Tomadas para medição de pressões e coleta de sólidos permitiram determinar as frações de ar e de sólidos.

Foi proposta a construção do reator em duas seções separadas para simular a geometria dos tubos concêntricos. Esta solução construtiva permitiu efetuar as medições e variar a geometria com facilidade resolvendo um problema detectado em trabalhos anteriores.

As frações volumétricas de ar mostraram um comportamento semelhante ao que vem sendo relatado na literatura: observou-se a presença de maiores frações volumétricas no tubo de subida e um crescimento linear das frações em ambos os tubos com o aumento da vazão de ar injetado.

A adição de areia no sistema em concentrações de 50g/l e 70g/l causou uma redução na velocidade de circulação. Em relação à água limpa, a fração de ar diminuiu para concentração de areia de 70g/l. Entretanto, com uma concentração de 50 g/l foi verificado um pequeno aumento da fração de ar.

A diminuição do diâmetro do tubo indutor, de 150 para 100 mm, provocou um aumento da velocidade de circulação no reator e diminuição do tempo de ciclo, indicando uma maior eficiência do tubo indutor com diâmetro de 100mm para proporcionar velocidade de circulação.

Demonstrou-se que a avaliação das perdas de carga deve considerar o intercâmbio de energia entre as fases líquida e sólida, aspecto ignorado no equacionamento de vários modelos apresentados na literatura para as velocidades de circulação. Entretanto, a perda revelou-se altamente sensível à vazão de recirculação de ar no tubo de descida, sendo que as equações propostas na literatura superestimaram este valor para o reator ensaiado.

Os modelos de previsão de velocidade de circulação, baseados num parâmetro global de perda de carga, característico de cada reator, tiveram um sucesso parcial na descrição dos resultados experimentais obtidos neste trabalho, sendo adequados para a configuração (200-150) e ruins para a (200-100). Isto demonstra que as equações existentes dependem da geometria dos reatores, de forma ainda não explicitada, necessitando de generalização. Além disso, a descrição das perdas precisa ser desenvolvida em função da geometria e da dinâmica dos escoamentos no reator, para permitir a utilização dos modelos propostos como ferramenta de projeto e otimização do funcionamento.

Palavras Chave: Reator Aeróbio, Leito Fluidizado, Hidrodinâmica, Experimentação Física

ABSTRACT

Aerobic fluidized bed reactors have been showing good efficiency in organic matter removal. Three phases (solid, liquid, gaseous) interaction makes these reactors ideal mixers. The high density of biomass and solid carrier set allows a higher active biomass permanence time, reducing the hydraulic detention. Thus, a great sewerage volume can be treated, with low detention time, in a small area. The biofilm formation depends on the physical structure of the support particles and, also, on the hydrodynamic behavior of the reactor, as related in literature.

This work intends to investigate the relation between the airflow injected in the reactors and solid particles concentration, air volumetric fraction and liquid circulation speed. To that, a 6 m high PVC reactor with two-internal/external diameter relation (200/100 and 200/150) was made. Gates for pressure measurement and solids sampling allow to determine the air and solids hold-up.

The reactor construction in two separate sections was proposed to simulate the concentric tubes geometry. This solution allows making the measurements and varying the geometry easily, solving a problem detected in previous works.

Air volumetric fractions showed a behavior similar to that related in literature: higher volumetric fraction at the ascension tube and linear fraction growth in both tubes with increase of the injected airflow was observed.

Sand addition in the system, at 50 g/l and 70g/l concentrations, caused a circulation velocity reduction. With regards to the tap water, when a sand concentration of 70g/l was used, a reduction of the gas hold-up was observed. However, a small air fraction increase was verified with a concentration of 50g/l.

The inductor tube diameter decrease, from 150 to 100 mm, caused a reactor circulation velocity increase and a cycle time decrease, indicating higher efficiency of the inductor tube with 100mm diameter to promote circulation velocity.

It was observed that head loss evaluation must consider the energy interchange between liquid and solid phases, which is ignored in many circulation velocity models presented in the literature. However, the head loss shows itself highly sensible to the variation of the circulating airflow in the descending tube. For the experimental model used in this work the value of the circulating airflow was over-estimated by the literature proposed equations.

The circulation velocity models, based on a global friction parameter, characteristic of each reactor, had a partial success in the description of the experimental results obtained in this work, being suitable to the 200/150 configuration and bad to the 200/100 one. This demonstrates that the existing equations depend on the reactor geometry, in a not explicit way, and need to be generalized. Also, the loss description must be developed in function of flow geometry and dynamics in the reactor, to allow the use of the proposed models as a project and optimization tool.

Key words: Aerobic Reactor, Fluidized Bed, Hydrodynamic, Physical Experimentation.



Sumário

1 – Introdução	01
2 – Objetivos	03
3 – Justificativas	04
4 – Revisão bibliográfica	06
4.1 – O biofilme.	06
4.2 – Tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos a uma partícula sólida	09
4.3 – Reatores BAS (<i>Biofilm Airlift Suspension</i>)	13
4.3.1 – Influência da geometria dos injetores no comportamento hidrodinâmico.	15
4.3.2 – Regime de circulação de bolhas	19
4.3.3 – Efeito da expansão sobre a velocidade de circulação	20
4.3.4 – Regime de circulação de sólidos	23
4.3.5 – Efeito da concentração de sólidos e da massa específica sobre a velocidade de circulação	24
4.3.6 – Suspensão e distribuição dos sólidos	27
4.3.7 – Efeito da relação entre a área do tubo externo e interno sobre a velocidade de circulação	28
4.3.8 – Modelo Hidrodinâmico	30
4.3.8.1 – Modelo proposto por Chisti et al. (1987)	31
4.3.8.2 – Modelo proposto por Heijnen et al. (1997)	38
4.3.8.3 – Dissipação de energia em reatores airlift	46
5 – Materiais e métodos	53
5.1 – Materiais	53
5.1.1 – Bancada experimental	53
5.1.2 – Sistema de medição de pressões e coleta de sólidos	57
5.1.3 – Sistema de medição de velocidades	58
5.2. – Métodos	60
5.2.1 – Ensaios a serem realizados	60
5.2.2 – Determinação da velocidade de circulação	62
5.2.3 – Determinação da fração volumétrica de gás em meio trifásico.	65



5.2.4 – Determinação da fração volumétrica de sólidos em meio trifásico.	68
5.2.5 – Perda de carga localizada e distribuída em meio trifásico.	70
6 – Resultados e discussões	77
6.1 – Comportamento dinâmico	77
6.1.1 – Comportamento das pressões	77
6.1.2 – Comportamento da massa específica do leito	79
6.1.3 – Regime de circulação de bolhas	80
6.2 – Fração volumétrica de ar no leito	82
6.2.1 – Efeito da adição de areia na fração volumétrica de ar	86
6.2.2 – Efeito do diâmetro na fração volumétrica de ar	89
6.3 – Velocidade de circulação	91
6.3.1 – Efeito da adição de areia na velocidade de circulação	95
6.3.2 – Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação	97
6.4 – Balanço de energia	100
6.5 – Teste do modelo de Heijnen	106
7 – Conclusões e recomendações	110
8 – Referências bibliográficas	113
9 – Anexos	
Anexo 1: Dados e gráficos obtidos nos ensaios com água limpa e areia reator (200-150).	A-1
Anexo 2: Dados e gráficos obtidos nos ensaios com água limpa e areia reator (200-100).	A-9
Anexo 3: Efeito da adição de areia nos reatores (200-150) e (200-100).	A-20
Anexo 4: Efeito do diâmetro	A-22
Anexo 5: Velocidade de circulação	A-24



Lista de símbolos

A_d, A_{su}	= área do tubo de descida/subida
A_e, A_i	= área do tubo externo/interno
C_d	= coeficiente de perda
C_s	= concentração de sólidos
E_B	= energia dissipada na base
$(Ed)_b$	= energia dissipada na base
$(Ed)_d, (Ed)_{su}$	= energia dissipada no tubo de descida/subida
Ed_e	= energia dissipada no tubo externo
Ed_i	= energia dissipada no tubo interno
$(Ed)_{g,b}$	= energia dissipada pelo gás na base
$(Ed)_t$	= energia dissipada no topo
E_i	= energia inserida
E_T	= energia dissipada no topo
E_F	= energia dissipada devido a fricção
g	= aceleração da gravidade
H_i	= altura efetiva do tubo interno
h_D	= altura de dispersão
k_B	= coeficiente de atrito na base
k_e, k_i	= coeficiente de atrito no tubo externo/interno
k_f	= coeficiente de atrito
k_T	= coeficiente de atrito no topo
P_h	= pressão absoluta no espaço superior do reator
p_{atm}	= pressão atmosférica
p_i	= pressão relativa no ponto i
Q	= vazão
Q_{ar}	= vazão de ar (injetor)
$Q_D, Q_{g,su}$	= vazão de gás na descida/subida
$Q_{L,d}, Q_{L,su}$	= vazão de circulação no tubo de descida/subida
U_{Li}, U_{Le}	= velocidade superficial do líquido no tubo externo/interno
U_t	= velocidade de sedimentação das partículas
V	= volume total
V_{ar}	= volume de ar
V_s	= volume de sólidos
V_w	= volume de água
v_L	= velocidade de circulação
$v_{L,d}, v_{L,su}$	= velocidade linear do líquido no tubo de descida/subida
v_{Le}, v_{Li}	= velocidade linear do líquido no tubo externo/interno
$(Ws)_{g,d}, (Ws)_{g,su}$	= trabalho realizado pelo gás no tubo de descida/subida

$(Ws)_{Lb}$	= trabalho realizado pelo líquido na base
$(Ws)_{Ld}, (Ws)_{Lsu}$	= trabalho realizado pelo líquido no tubo de descida/subida
$(Ws)_{Lt}$	= trabalho realizado pela fase líquida no topo
y_i	= altura da coluna de água na tomada i
y_p	= altura da coluna de água no piezômetro
Δh_B	= perdas localizadas na base
Δh_T	= perdas localizadas no topo
$\varepsilon_{gd}, \varepsilon_{g, su}$	= fração volumétrica de gás no tubo de descida/subida
$\varepsilon_{ge}, \varepsilon_{gi}$	= fração volumétrica de gás no tubo externo/interno
$\varepsilon_{he}, \varepsilon_{hi}$	= fração volumétrica de gás na fase homogênea no tubo externo/interno
ε_L	= fração volumétrica do líquido
ε_s	= fração volumétrica de sólidos
ε_s^0	= fração volumétrica inicial de sólidos
$\varepsilon_{se}, \varepsilon_{si}$	= fração volumétrica de sólidos no tubo externo/interno
γ_L	= peso específico do líquido
γ_M	= peso específico da mistura
γ_w	= peso específico no piezômetro
η	= índice de vazios
ρ	= massa específica da mistura
ρ_D	= massa específica de dispersão
ρ_e, ρ_i	= massa específica média no tubo externo/interno
ρ_g	= massa específica do gás
ρ_h	= massa específica pseudo-homogênea da mistura sólido-líquido
ρ_L	= massa específica do líquido
ρ_M	= massa específica da mistura
ρ_R	= massa específica no reator
ρ_s	= massa específica do sólido

1 – Introdução

Os reatores de leito fluidizado vêm sendo largamente utilizados em processos biotecnológicos e no tratamento de águas residuárias de indústrias, como também de esgoto doméstico.

São constituídos na maioria dos casos de tubos concêntricos, também chamados de *internal-loop* ou podem ser confeccionados em tubos paralelos, constituindo-se assim os reatores com circulação externa ou *external-loop*.

A biomassa nestes reatores pode crescer de duas maneiras: na forma de flocos ou aderida a partículas sólidas formando uma fina camada chamada de biofilme.

A fluidização do meio pode ser feita através de um fluxo ascendente de líquido ou por meio da aspersão de ar no interior destes reatores, formando então em alguns casos um sistema trifásico.

Os resultados da operação de dois reatores aeróbios de leito fluidizado para tratamento de esgotos domésticos, obtidos em trabalhos recentes realizados no Departamento de Engenharia Civil da FEIS-UNESP, mostraram que esses reatores são viáveis para tratamento de esgotos domésticos submetidos apenas a gradeamento, apresentando uma remoção em termos de DQO filtrada de 87% e DBO filtrada de 92% (DALL'AGLIO SOBRINHO, 2000).



Entretanto, os resultados demonstraram também a importância do funcionamento hidrodinâmico do leito fluidizado sobre os resultados. Como exemplo disso podem ser citados os índices de remoção consistentemente melhores no reator de menor altura (6m) do que no mais alto (12m), ao contrário do que se esperava inicialmente, assim como os problemas para ressuspensão das partículas do meio suporte. As dificuldades de suspensão obrigaram à manutenção de altas vazões de ar, sem o correspondente aproveitamento pela biomassa, levando a uma situação de ineficiência do processo com relação ao ar consumido.

O relatório do trabalho já citado, Dall'Aglio Sobrinho (2000), apresenta também vários resultados sobre o comportamento hidráulico dos reatores, obtidos em modelos de altura reduzida (cerca de 2 metros) e pequenos diâmetros (até 100mm). Dentre esses resultados podem ser destacados, pela importância no projeto dos reatores, as relações entre as frações volumétricas de gás e as velocidades de circulação, em função das vazões de ar. Entretanto, as diferenças qualitativas observadas no comportamento dos modelos reduzidos e nos reatores em escala piloto, bem como resultados quantitativos obtidos nas duas escalas mostram que não é possível garantir a extrapolação dos resultados já delineados para as alturas dos reatores em escala real.

As potencialidades reveladas no tratamento com o uso dos reatores aeróbios de leito fluidizado em tubos concêntricos, e as possibilidades vislumbradas para a otimização do processo, em termos de capacidade de tratamento e de consumo de energia (ar comprimido), justificam a realização dessa pesquisa, com o objetivo de investigar o comportamento hidrodinâmico dos reatores numa escala mais próxima à utilizada no tratamento de efluentes.

O trabalho proposto se desenvolveu no âmbito de um projeto maior, em que outros aspectos do controle hidráulico das condições de funcionamento do reator estão sendo investigados, assim como as condições de transferência de oxigênio resultantes de diversas configurações de operação.

2 - Objetivos

O objetivo deste trabalho é investigar experimentalmente, em modelos reduzidos, o comportamento hidrodinâmico de um reator aeróbio de tubos concêntricos de leito fluidizado, operando com água limpa e ar, como também as mudanças ocorridas ao adicionar-se as partículas de areia em diversas concentrações.

Especificamente pretende-se verificar as condições de funcionamento estável do leito fluidizado com diversas concentrações de areia, como contribuição para o trabalho de otimização da capacidade de tratamento dos reatores e do consumo de ar para uma dada carga orgânica de projeto.

Serão obtidas as relações entre a vazão de ar e a velocidade de circulação induzida no reator, tendo como parâmetros a altura do reator, a fração volumétrica de gás e sólidos no leito fluidizado e as relações entre as áreas do tubo indutor e de recirculação.

Outros trabalhos, desenvolvidos pelos demais membros da equipe, abordaram os aspectos de transferência de oxigênio para a massa fluida e os problemas de ressuspensão e estabilidade da circulação de sólidos.

3 - Justificativas

A transferência de oxigênio ao meio líquido é um aspecto importante na remoção da matéria orgânica e do nitrogênio. Para que esta remoção aconteça uma grande quantidade de oxigênio é requerida. Esta taxa de transferência está correlacionada à quantidade de ar introduzida por meio de injetores nos reatores. O processo de remoção do nitrogênio existente nos esgotos domésticos e industriais é conseguido pela ação de bactérias nitrificantes. "Entretanto a taxa de reprodução destes organismos é bem menor quando comparada com a dos organismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea (Organismos heterotróficos) (VON SPERLING, 1997).

Isto significa que há uma necessidade de um maior tempo de detenção celular do esgoto de maneira a garantir sua permanência até um limite suficiente para que estes organismos se desenvolvam. Por isso é importante a manutenção de altas concentrações de meio suporte, garantindo a área superficial necessária para a formação do biofilme. Da mesma forma a previsão da velocidade de circulação do líquido nesses reatores assume um caráter de grande importância, já que velocidades muito altas podem levar à redução no tempo de descida pelo tubo de recirculação, onde ocorrem as condições anóxicas necessárias para a nitrificação.



A vazão de ar influencia nesta velocidade, então torna-se importante a observação da relação vazão de ar - velocidade de circulação do líquido. A manutenção das partículas sólidas em suspensão no leito fluidizado também é dependente desta velocidade, pois sendo muito baixa estas partículas começarão a sedimentar-se na base do reator diminuindo a quantidade de suporte para biomassa, necessária para um tratamento eficiente dos esgotos domésticos e industriais.

Portanto, para o eficiente tratamento do esgoto em sistemas que utilizam a tecnologia de reatores aeróbios de leito fluidizado, a descrição do comportamento hidrodinâmico e de como suas variáveis hidráulicas (vazão de ar, velocidade de circulação e fração volumétrica de gás no leito fluidizado) se relacionam, é de grande importância, para a configuração final destes reatores.

4.1 – Objetivo

As células microbianas podem se agrupar de forma a formar flocos e biofilmes. Estes aglomerados possuem características físicas e químicas próprias, que influenciam no comportamento das células em suspensão e na eficiência do tratamento.

Uma das formas de avaliar a eficiência de um sistema de tratamento é através da medição da taxa de remoção de matéria orgânica. Esta taxa é influenciada por diversos fatores, como a concentração de células, a idade do cultivo e a presença de nutrientes.

O objetivo deste trabalho é avaliar a eficiência de um sistema de tratamento de esgoto utilizando reatores aeróbios de leito fluidizado. Para isso, serão medidos a taxa de remoção de matéria orgânica e a concentração de células em suspensão. Os resultados serão comparados com os obtidos em sistemas tradicionais de tratamento, como o lago de aeração ativa e o tanque de oxidação biológica. A metodologia utilizada será a de medição da taxa de remoção de matéria orgânica através da medição da concentração de oxigênio dissolvido no líquido. A concentração de células em suspensão será determinada através da medição da turbidez do líquido. Os resultados serão apresentados em gráficos e tabelas.

Pode-se observar na figura 01 a estrutura do biofilme aderido a uma partícula sólida e em forma de flocos.



4 – Revisão bibliográfica

4.1 – O biofilme

As células microbianas podem se agregar na forma de flocos e biofilmes. Estas estruturas tem despertado grande interesse nos processos biotecnológicos e no tratamento de esgotos industriais e domésticos pela facilidade de separar a biomassa do corpo líquido.

Segundo Nicolella et al.(2000a), o biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extra celulares, como polímeros, no qual formam-se espontaneamente grânulos densos ou crescem aderidos a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa.

O transporte de massa ou, no caso, substrato por processos difusivos nos flocos e biofilmes é resultado da existência de um gradiente de concentração nas suas proximidades. A profundidade da penetração do substrato depende da porosidade, concentração do substrato, da taxa de transferência de massa na interface líquido-biofilme e líquido-flocos e da taxa de reação dos microorganismos (NICOLELLA et al.,2000a). A relevância relativa desses fatores depende da estrutura física e propriedades estruturais dos flocos e biofilmes. Desta maneira os transportes de massa são geralmente mais rápidos em flocos devido a seu pequeno tamanho e sua alta porosidade. Seguindo esta linha de raciocínio poderia ser considerado desvantajoso o uso de biofilmes aderidos em partículas sólidas, entretanto, a alta velocidade de sedimentação colabora na retenção da biomassa.

Pode-se observar na figura 01 a estrutura do biofilme aderido a uma partícula sólida e em forma de flocos.

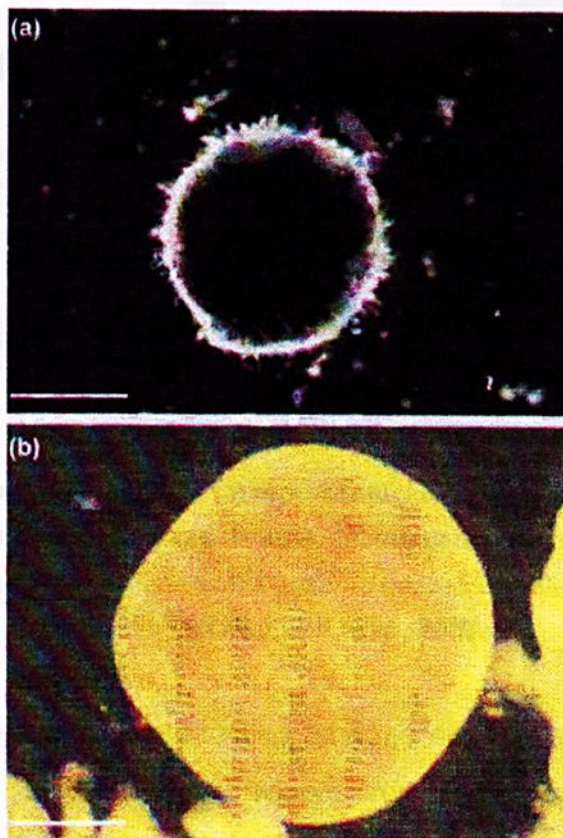


Figura 01 : Exemplos de partículas de biofilme – (a) Biofilme aderido a uma partícula sólida; (b) biofilme na forma de flocos.

Fonte: (NICOLLELA et al., 2000b).

O desenvolvimento do biofilme é caracterizado como a diferença entre o crescimento dos microorganismos somado com a aderência e o seu desprendimento (NICOLELLA et al., 2000a). Esta diferença determina a estrutura física do biofilme.

A formação do biofilme é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas dos reatores, alterando sua espessura e massa específica. A condição de fluxo turbulento garante uma maior interação entre as partículas por meio do atrito, ocasionando o controle da espessura e melhorando a condição do transporte de nutrientes às regiões mais profundas através de processos difusivos.

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura. Pode-se observar o efeito do meio líquido sobre as biopartículas na figura 02.

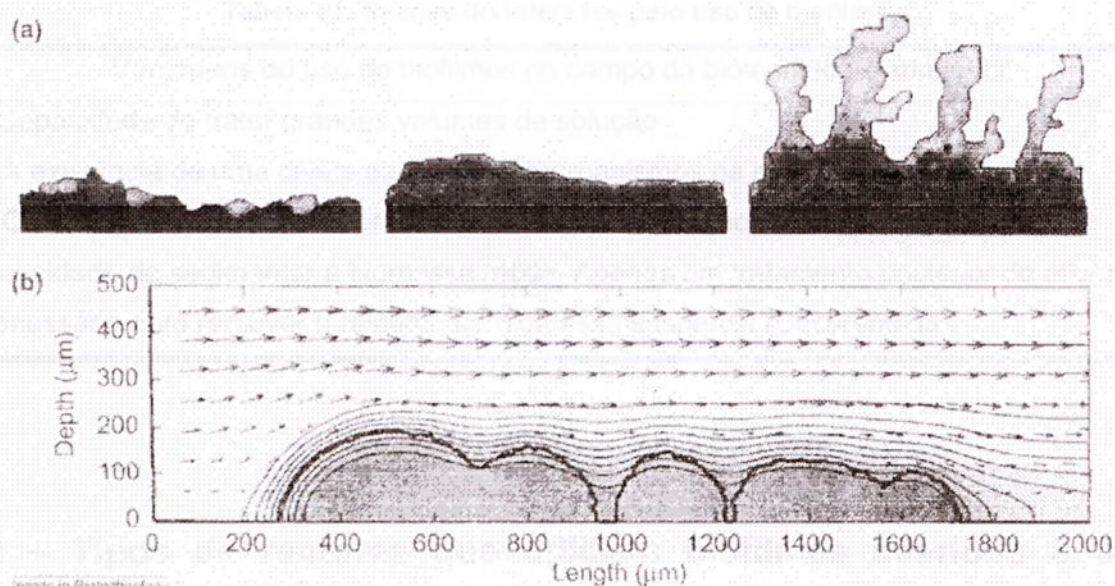


Figura 02 : Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato e das forças de atrito (aumentando da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades.

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000b).

A figura 2a representa o efeito das tensões entre o meio fluido e o biofilme. Estas tensões estão aumentando da esquerda para direita, provocando uma mudança na sua superfície até o ponto de ocorrer o desprendimento do biofilme. A figura 2b mostra uma simulação numérica do escoamento próximo a superfície do biofilme. Pode-se observar fortes gradientes de velocidade o que sugere a existência de tensões de cisalhamento nesta região.

O aspecto negativo da influência da hidrodinâmica é que dependendo das condições de fluxo o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa poderá ocorrer e simultaneamente o carregamento para fora do reator devido a alta velocidade de circulação.

No campo da biotecnologia ambiental o motivo pelo interesse do uso do biofilme é descrito na tabela 01.

Tabela 01: Razões do interesse pelo uso de biofilmes

Vantagens do uso de biofilmes no campo da biotecnologia ambiental
1 - Capacidade de tratar grandes volumes de solução
2 – A existência de uma diversidade de microorganismos na estrutura do biofilme
3 – Os sistemas podem ser operados com alta concentração de biomassa, sem a necessidade de sedimentar a biomassa retida. Apenas um tratamento posterior do efluente é necessário para remover o restante da biomassa suspensa (Desprendida).

4.2 – Tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos a uma partícula sólida

O desenvolvimento de reatores que utilizam o biofilme aderido data de meados da década de 1970.

Nicolella et al.(2000a), apresenta uma série de reatores com aplicação em águas residuárias. Os principais tipos de reatores aplicados são os USB (*Biofilm Upflow Sludge*), BFB (*Fluidized Bed*), EGSB (*Expanded Granular Sludge Blanket*), BAS (*Biofilm Airlift Suspension*) e (IC) *Internal Circulation*.

Nos reatores USB as condições hidrodinâmicas são mais tranquilas devido a baixa velocidade superficial do líquido. O afluente entra na base destes reatores em movimento ascendente passando por uma manta de lodo onde a matéria orgânica é rapidamente convertida. Na fase de conversão da matéria, forma-se gás e este causa a circulação da fase líquida e do lodo. Seções de sedimentação promovem uma separação efetiva das fases e o lodo destituído do gás submerge novamente para a base do reator. A movimentação ocorrida neste processo garante uma mistura efetiva entre a manta de lodo e o afluente.

Os reatores USB operam com tempos de detenção hidráulica menores que 48 horas. O acúmulo de sólidos suspensos é apontado como um grande problema operacional nestes reatores.

A figura 03 mostra um esquema dos reatores USB.

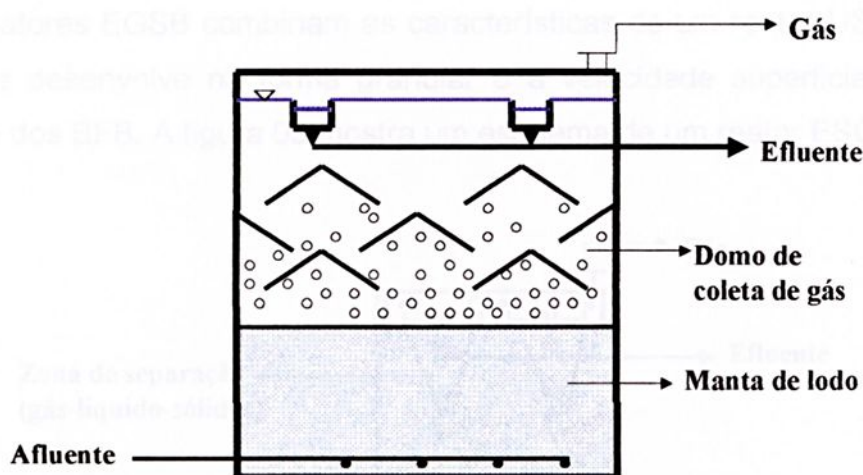


Figura 03 : Esquema de um reator USB (*Upflow Sludge Blanket*).

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000a).

Os reatores BFB são apropriados para tratar contaminantes orgânicos e inorgânicos que requerem uma alta idade da biomassa e baixa concentração de sólidos suspensos (NICOLELLA et al., 2000a). Nestes reatores o afluente é bombeado através do leito de pequenas partículas com biofilme com uma velocidade suficiente para causar a fluidização. O leito fluidizado oferece uma grande área superficial para o crescimento biológico. O esquema de um reator BFB é apresentado na figura 04.

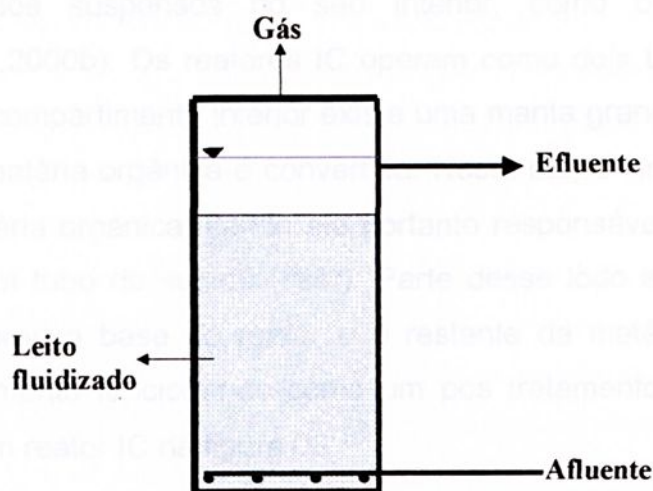


Figura 04 : Esquema de um reator BFB (*Biofilm Fluidized Bed*).

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000a).

Os reatores ESGB combinam as características de um reator USB e BFB. A biomassa se desenvolve na forma granular e a velocidade superficial do líquido aproxima-se dos BFB. A figura 05 mostra um esquema de um reator ESGB.

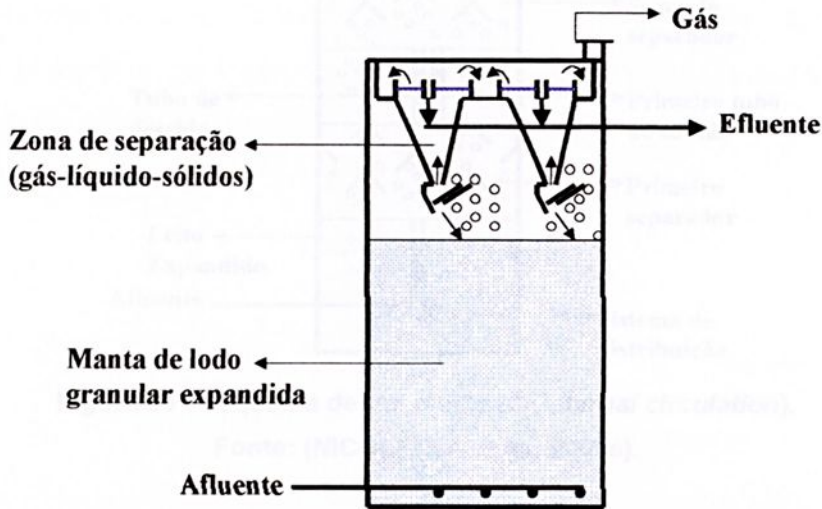


Figura 05 : Esquema de um reator ESGB (*Expanded Granular Sludge Blanket*).

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000a).

Os reatores ESGB e IC são uma evolução do conceito dos reatores USB e operam com uma velocidade superficial do líquido alta, minimizando o efeito do acúmulo de sólidos suspensos no seu interior, como observado no USB (NICOLELLA et.al.,2000b). Os reatores IC operam como dois USB conectados um sobre o outro. No compartimento inferior existe uma manta granular expandida onde a maior parte da matéria orgânica é convertida. Nesta etapa forma-se gás devido a conversão da matéria orgânica, sendo ele portanto responsável pela circulação do lodo através de um tubo de subida (*riser*). Parte desse lodo ao atingir a zona de sedimentação retorna a base do reator e o restante da matéria é convertida no segundo compartimento funcionando como um pós tratamento. Pode-se observar um esquema de um reator IC na figura 06.

O difícil controle da espessura do biofilme é apontado como sendo uma desvantagem na operação com reatores USB e BFB. Nos reatores BAS o controle desta espessura se mostrou possível, resultando em biofilmes densos. A circulação do líquido no interior dos reatores BAS é alcançada devido a diferença de massas específicas existentes entre o tubo de subida (*riser*) e descida (*downcomer*) como resultado do ar injetado na base do tubo de subida. A figura 08 mostra um esquema de um modelo de reator BAS proposto por Heijnen et al. (1993).

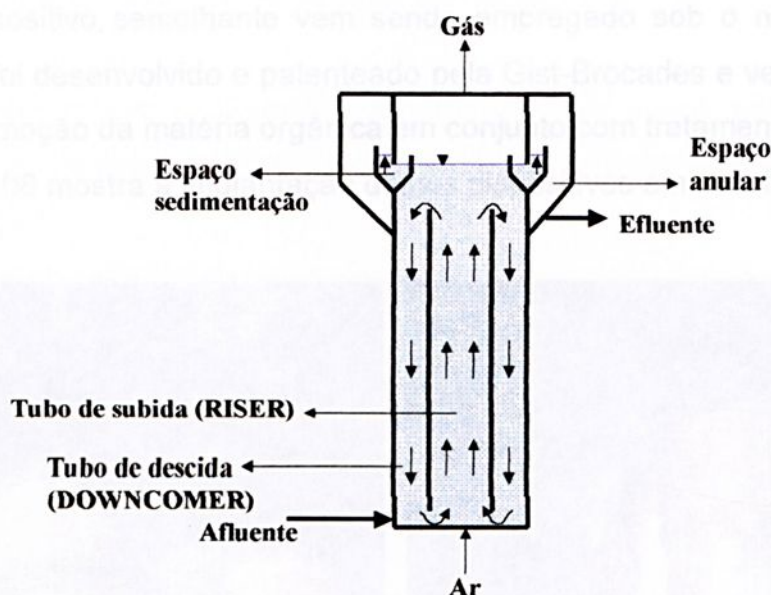


Figura 07 : Esquema de um reator BAS (*Biofilm Airlift Suspension*).

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000a).

4.3 – Reatores BAS (*Biofilm Airlift Suspension*)

As pesquisas com reatores *air-lift* datam de meados de 1980. Estes dispositivos encontraram duas maiores aplicações nos processos de tratamento: o tratamento aeróbio e o conceito do *gas-lift* para o tratamento anaeróbio.

Os reatores possuem duas regiões conectadas onde o meio, em uma região, circula em fluxo ascendente constituindo o tubo de subida (*riser*) e na outra região em fluxo do topo para a base constituindo o tubo de descida (*downcomer*).

O gás ou ar é injetado na base desses reatores e move-se em fluxo ascendente no tubo de subida. Dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem a presença de bolhas, parcialmente preenchido ou

completamente, podendo ainda ocorrer uma recirculação das bolhas do tubo de descida para o de subida.

A diferença entre o gás retido no dois tubos cria uma diferença de massa específica, sendo esta responsável pela circulação da fase líquida. Dependendo da velocidade da fase líquida, as partículas sólidas irão começar a circular com o líquido.

A interação entre as três fases (sólida, líquida e gasosa) resulta em um sistema que se comporta como um misturador ideal.

Um dispositivo semelhante vem sendo empregado sob o nome de Circox. Este conceito foi desenvolvido e patenteado pela Gist-Brocades e vem demonstrando boa taxa de remoção da matéria orgânica em conjunto com tratamento anaeróbio.

A figura 08 mostra a implantação destes dispositivos em escala industrial.



Figura 08: Reatores em escala industrial – (a) Sistema *air lift* e manta de lodo granular expandida localizados na Holanda; (b) CIRCOCX (a frente na foto) e sistema IC (circulação interna) localizado em uma cervejaria no Brasil.

Fonte: (NICOLELLA et al., 2000b).

Os reatores CIRCOCX utilizados para pós tratamento em conjunto com o pré tratamento anaeróbio, apresentaram taxas de remoção de matéria orgânica em

termos de DQO igual a 80 e 93,5% (NICOLELLA et al.,2000b). Na figura 8 b os reatores apresentam um volume de 140 m³ e 385 m³ respectivamente.

4.3.1 – Influência da geometria dos injetores no comportamento hidrodinâmico

A qualidade da fluidização pode sofrer a influência do tipo de injetor utilizado. Injetores com poucos orifícios podem ocasionar leitos não homogêneos, mesmo com baixas taxas de gás, observando-se uma canalização do gás na região central do leito.

Em contrapartida, a utilização de injetores com vários orifícios promovem leitos mais homogêneos, ocorrendo um padrão heterogêneo quando altas taxas de gás são alcançadas.

Este modelo, entretanto pode não ser o mais econômico do ponto de vista do consumo de ar, provocado pelas perdas existentes.

O comportamento hidrodinâmico dos reatores sob influência da geometria dos injetores vem sendo investigado em alguns trabalhos publicados.

Merchuk et. al. (1997), testou sete diferentes tipos de injetores, sendo quatro cilíndricos (perfurados e confeccionados em vidros sinterizados) e três no formato de placas porosas (confeccionados em pedras sinterizadas). Os injetores cilíndricos tinham 0,02 m de diâmetro e 0,03m de altura. Os injetores na forma de placas tinham 0,04m de diâmetro. O reator empregado nos ensaios possuía uma área de 2,83 x 10⁻³ m² para o tubo de subida e de 2,80 x 10⁻³ m² para o tubo de descida.

A tabela 03 apresenta algumas características dos injetores utilizados.

Tabela 03: Características dos injetores utilizados por Merchuk et al., 1997

Tipo de injetor	Tamanho do poro
C1 (cilíndrico perfurado)	30 x 10 ⁻³ m
C2 (cilíndrico perfurado)	300,5 x 10 ⁻³ m
C3 (Cilíndrico em pedra sinterizada)	120 µm
C4 (Cilíndrico em pedra sinterizada)	60 µm
P1 (Placa em pedra sinterizada)	120 µm
P2 (Placa em pedra sinterizada)	60 µm
P3 (Placa em pedra sinterizada)	30 µm



Alguns dos parâmetros como área e diâmetro dos orifícios têm mostrado forte influência na fração volumétrica de gás e no coeficiente de distribuição (OHKI et al., 1970 apud MERCHUK et. al., 1997). Neste mesmo artigo o autor comenta a existência de três regimes: regime uniforme de bolhas; regime de transição e heterogêneo.

Foi observado que os injetores cilíndricos de vidro sinterizado apresentaram os três regimes à medida que variava a taxa de gás. Estes mesmos injetores cilíndricos, mas perfurados, apresentaram uma mudança mais gradual na fração volumétrica de gás do leito e a transição entre o regime uniforme e heterogêneo menos acentuada.

Os injetores de placas de vidro sinterizado apresentaram o mesmo comportamento dos injetores cilíndricos (MERCHUK et. al, 1997).

A figura 09 representa o comportamento das frações para os injetores cilíndricos.

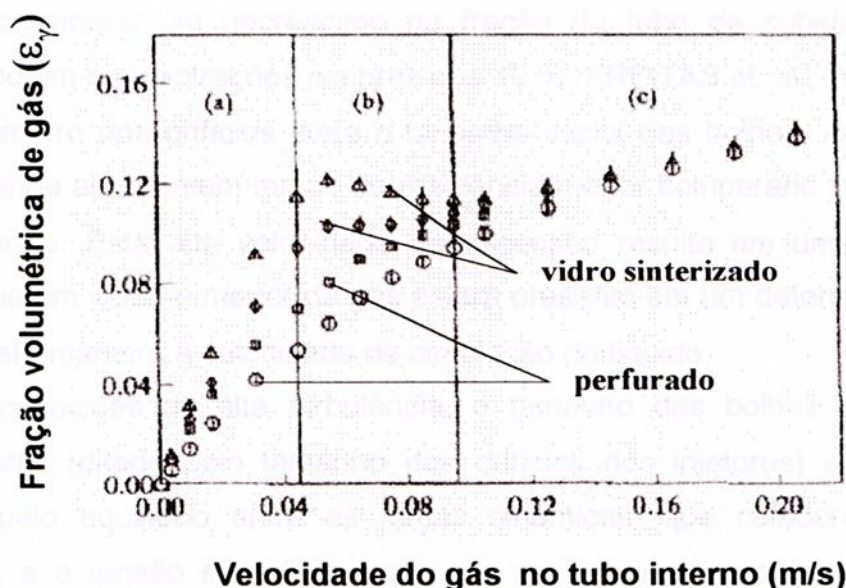


Figura 09 : Comportamento da fração volumétrica de gás no tubo interno com injetores cilíndricos.

Fonte: (MERCHUK et al., 1997).

Freitas et. al. (2000), verificou um comportamento semelhante em reatores de tubos paralelos (*external-loop*) com um volume de 60 litros, 2,07 m de altura e diâmetro de 0,05 m para o tubo de subida e 0,158 m para o tubo de descida, a respeito do regime de transição, verificando que a medida que aumentava o diâmetro dos orifícios, a transição apresentava-se mais suavizada.

Alguns autores indicam que o fenômeno de coalescência começa com baixas vazões de ar a medida que o diâmetro dos orifícios é aumentado. Já com injetores de diâmetro menor este fenômeno deve ocorrer a vazões maiores e então um valor máximo da fração volumétrica de gás deverá ocorrer e logo após atingido este valor a coalescência entre as bolhas resultará no aumento do seu tamanho e consequentemente um decréscimo na fração.

Entretanto existe uma discordância nos resultados apresentados por Merchuk et al. (1997), no qual diz que a geometria dos injetores tem grande influência na fração. A figura 10 mostra que a influência do diâmetro dos orifícios na fração do tubo de subida não é muito significativa.

Em alguns casos, com baixa concentração de sólidos, o aumento do diâmetro do orifício ocasionou um decréscimo na fração do tubo de subida, sendo isto negligenciado em concentrações maiores que 10 % (FREITAS et. al., 2000).

O diâmetro dos orifícios afeta o tamanho inicial das bolhas. As bolhas com tamanho grande apresentam tempo de residência menor comparado com bolhas de menor tamanho. Esta alta velocidade de ascensão resulta em uma redução na fração porque um volume menor de gás estará presente em um determinado tempo, afetando desta maneira a velocidade de circulação do líquido.

Sob condições de alta turbulência, o tamanho das bolhas independe do diâmetro inicial (ditado pelo tamanho dos orifícios dos injetores) e passa a ser controlado pelo equilíbrio entre as forças dinâmicas, que colaboram para seu rompimento, e a tensão superficial que tenta preservar o tamanho e a forma da bolha (CHISTI, 1989 apud FREITAS et. al., 2000).

Para alta quantidade de sólidos, as bolhas acabam não possuindo um tempo suficiente para agir independentemente e a coalescência e o rompimento passam a ser os fatores importantes, sendo portanto negligenciado o efeito da geometria dos injetores.



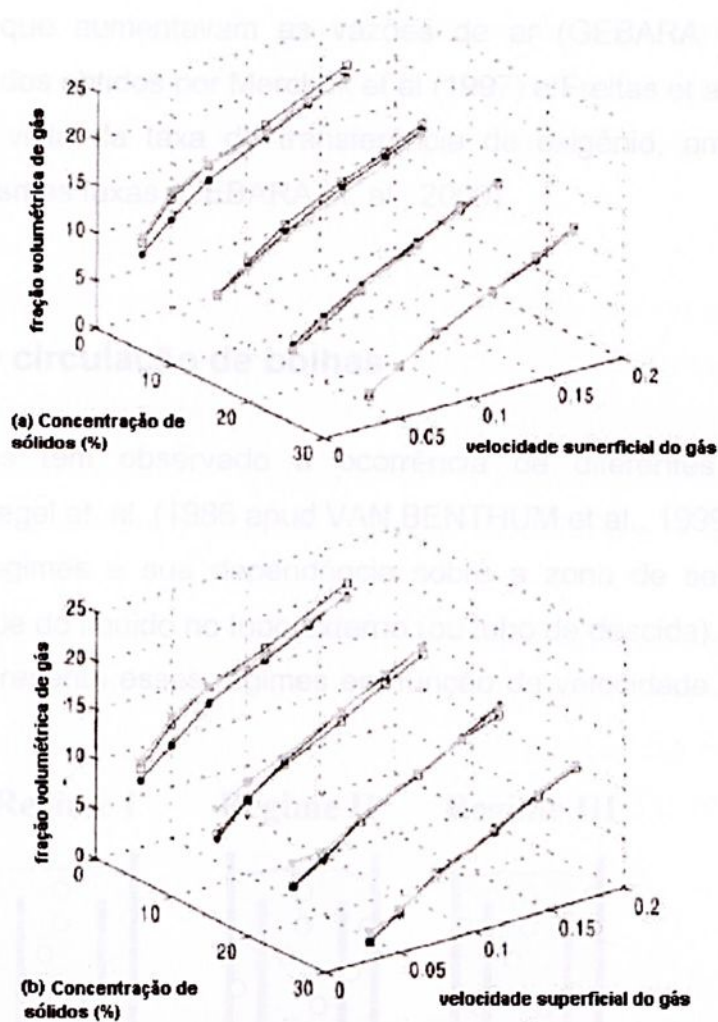


Figura 10 : Variação da fração volumétrica de gás no tubo de subida em função da velocidade superficial do gás, concentração de sólidos e diâmetros dos orifícios (● - 1,6mm; □ - 1,0mm; ▼ - 0,5mm) (a) sólidos de baixa massa específica, (b) sólidos com alta massa específica.

Fonte: (FREITAS et al., 2000).

Gebara et. al. (2000) testou dois tipos de injetores, sendo um de PVC perfurado e outro confeccionado em vidro sinterizado, em dois reatores de leito fluidizado de 6 e 12 metros respectivamente.

Através de suas observações em campo e em modelos de acrílico transparente verificou-se, nos ensaios com água limpa, que o injetor de PVC descarregava jatos contínuos de ar que se fracionavam posteriormente. Apresentava também um padrão de tamanho mais homogêneo. O injetor de pedra porosa apresentou um comportamento inverso, passando de uma distribuição inicialmente homogênea para um padrão heterogêneo, apresentando bolhas pequenas e

grandes a medida que aumentavam as vazões de ar (GEBARA et. al, 2000), corroborando resultados obtidos por Merchuk et al.(1997) e Freitas et al.(2000).

Do ponto de vista da taxa de transferência de oxigênio, ambos injetores apresentaram as mesmas taxas (GEBARA et. al., 2000).

4.3.2 – Regime de circulação de bolhas

Vários autores tem observado a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás. Siegel et. al. (1986 apud VAN BENTHUM et al., 1999), descreve a existência desses regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo (ou tubo de descida).

A figura 11 apresenta esses regimes em função da velocidade superficial do gás.

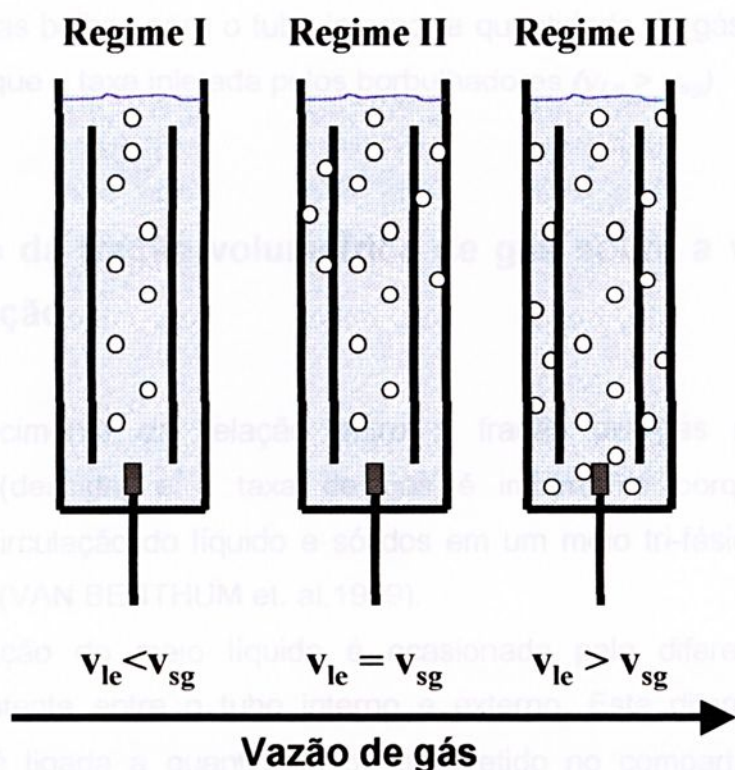


Figura 11 : Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás.

Adaptado: (HEIJNEN et al., 1997).

Pela figura 11, visualizam-se os seguintes regimes com o aumento da taxa de gás:

Regime I: Não há presença de gás no tubo externo. Este efeito ocorre em baixas vazões de gás, onde a velocidade da fase líquida é insuficiente para carregar as bolhas para o tubo externo, ou seja, a velocidade do meio líquido é menor que a velocidade relativa das bolhas ($v_{Le} < v_{sg}$).

Regime II: Nesta fase ocorre a presença de bolhas de gás no tubo externo e este poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas. As bolhas parecem estar estacionadas na coluna externa, não apresentando grandes deslocamentos dirigidos verticalmente para baixo. A velocidade de circulação da fase líquida é praticamente igual a velocidade relativa da bolha ($v_{Le} = v_{sg}$).

Regime III : Completa recirculação de gás. Todas as bolhas são levadas para o tubo externo caminhando por toda sua extensão e retornando novamente ao tubo interno. A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas. Devido a recirculação das bolhas para o tubo interno, a quantidade de gás contida no tubo interno é maior que a taxa injetada pelos borbulhadores ($v_{Le} > v_{sg}$).

4.3.3 – Efeito da fração volumétrica de gás sobre a velocidade de circulação

O conhecimento da relação entre a fração de gás no tubo interno (subida)/externo(descida) e a taxa de gás é importante porque determina a velocidade de circulação do líquido e sólidos em um meio tri-fásico e a expansão nestes reatores (VAN BENTHUM et. al,1999).

A circulação do meio líquido é ocasionada pela diferença de massas específicas existente entre o tubo interno e externo. Esta diferença de massas específicas está ligada a quantidade de gás retido no compartimento interno e externo. Como a quantidade de gás no tubo interno é maior que no tubo externo, este se apresenta menos denso. Desta maneira, uma circulação dirigida para baixo (movimento descendente) irá acontecer.

O comportamento da velocidade se altera em cada regime de circulação de bolhas.

Van Benthum et. al. (1999) descreve que no regime I a velocidade do líquido no tubo externo aumenta rapidamente a medida que é aumentada a vazão de gás.

Já no regime II, o tubo externo pode estar parcialmente ou inteiramente preenchido pelas bolhas de gás. Quando o tubo se encontra parcialmente preenchido, forma-se uma cortina de gás, sendo que não há presença de bolhas abaixo desta cortina.

A medida que a vazão de gás é aumentada, o equilíbrio é brevemente perturbado e a cortina movimenta-se para baixo até que uma nova condição de equilíbrio seja atingida. Aumentando continuamente a vazão de gás, esta cortina irá se distribuir ao longo de todo tubo externo, do topo até a base, caracterizando o limite entre o regime II e regime III.

No regime III a velocidade aumenta com o aumento da vazão de gás.

A figura 12 mostra uma representação esquemática segundo Van Benthum et al. (1999), sobre o comportamento da expansão no tubo externo e interno em função da vazão de gás.

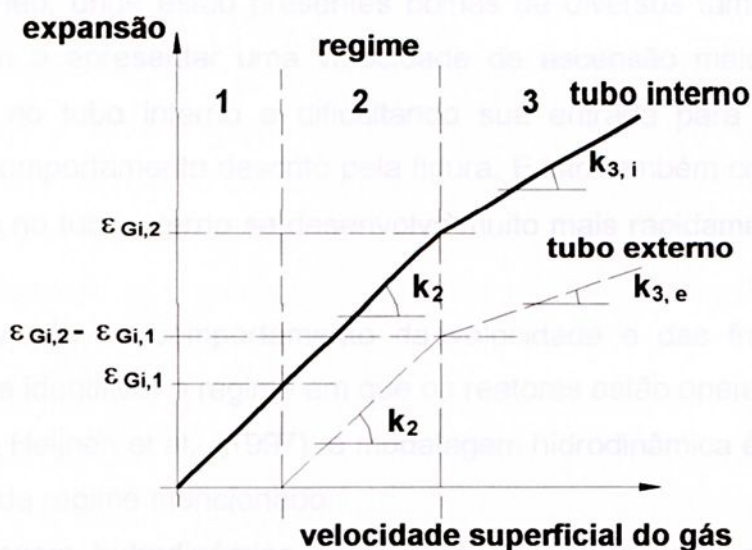


Figura 12 : Representação esquemática da expansão no tubo interno (subida) e externo (descida) como função da velocidade superficial do gás.

Adaptado: (VAN BENTHUM et al., 1999).

No regime I apenas há gás no tubo interno. O aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre o tubo interno e externo.

Quando o regime dois é atingido, a diferença permanece constante, existindo a tendência da velocidade permanecer constante.

Estes regimes podem ser comparados aos regimes observados por Merchuk et al. (1997). O regime homogêneo descrito por Merchuk corresponde ao regime I e II relatado por Van Benthum e o regime de transição e heterôgeneo ao regime III.

Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001), observou a existência desses regimes em um modelo reduzido de 2 metros de altura e diâmetro interno e externo de 50 e 100 milímetros.

Adotando em seu experimento duas configurações, sendo uma onde o tubo interno apresentava sua saída livre e a outra submersa ou pressurizada, notou que no caso em que a saída não era pressurizada, a existência de um quarto regime, caracterizado como regime 0. Neste regime de funcionamento, os reatores assemelham-se a uma coluna de bolhas, largamente utilizada em processos industriais. A circulação do meio líquido é praticamente nula neste regime de operação.

A mudança na declividade da reta vista na figura 12, corresponde ao regime III ou heterogêneo, onde estão presentes bolhas de diversos tamanhos. As bolhas maiores tendem a apresentar uma velocidade de ascensão maior, diminuindo a fração de gás no tubo interno e dificultando sua entrada para o tubo externo, resultando no comportamento descrito pela figura. E isto também colabora para que a fração de gás no tubo interno se desenvolva muito mais rapidamente que no tubo externo.

A observação do comportamento da velocidade e das frações são bons indicadores para identificar o regime em que os reatores estão operando.

Segundo Heijnen et al., (1997), a modelagem hidrodinâmica é essencialmente diferente em cada regime mencionado.

A abordagem hidrodinâmica ainda pode-se tornar difícil em cada regime devido aos efeitos de escala. Heijnen et al., (1997) relata que pode ser complicado operar no regime de completa circulação de gás (regime III) em modelos reduzidos. Isto acaba impulsionando alguns autores a modelarem o regime III apenas em escalas maiores.



4.3.4 – Regime de circulação de sólidos

Aumentando-se a vazão de gás, três regimes distintos podem se desenvolver em relação ao comportamento dos sólidos: leito fixo leito fluidizado e leito de completa suspensão e circulação dos sólidos.

No regime de leito fixo, o tubo interno comporta-se como uma coluna de bolhas e não há circulação do líquido no tubo externo, permanecendo estático. As partículas sólidas encontram-se totalmente depositadas na base do reator.

A condição de operação que deve ser satisfeita para a completa suspensão dos sólidos, ou seja, para que o reator opere no regime de fluidização está representada pela relação abaixo (GARCIA-CALVO et al., 1999):

$$\varepsilon_G - \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} - 1 \right) \varepsilon_S^0 \geq 0 \quad (1)$$

Nesta relação, para que ocorra a suspensão dos sólidos, a massa específica aparente no tubo interno (subida) deve ser menor ou igual a massa específica aparente no tubo externo (descida).

A distribuição inicial é decisiva na mudança de leito fixo para leito de circulação, porque determina a vazão de gás necessária para suspensão dos sólidos (GARCIA-CALVO et al., 1999). Aumentando a vazão até valores próximos a mínima necessária para a fluidização do leito o valor da fração volumétrica inicial de sólidos (ε_S^0) irá corresponder aos sólidos inicialmente sedimentados na base do tubo interno.

Se a vazão de gás for menor que a velocidade mínima de fluidização, as partículas irão sedimentar. Alguns autores relatam que na partida dos reatores uma taxa de gás maior que a mínima é necessária para fluidizar o leito devido a resistência oferecida pelas partículas em função do arranjo entre elas.

No decréscimo da vazão de gás, de altos valores até uma vazão próxima da mínima necessária para a fluidização, a expansão no tubo interno deverá contrabalancear a diferença de sólidos no tubo externo e interno, de maneira a garantir que a massa específica no tubo interno seja menor ou igual a massa específica do externo.

Reduzindo-se a vazão de gás a valores muito baixos de maneira a provocar a sedimentação dos sólidos na base do reator, o valor da fração volumétrica inicial de sólidos deverá computar a diferença de sólidos no tubo interno e externo.

Garcia-Calvo et al. (1999), calcula esta fração pela equação abaixo:

$$\varepsilon_S^0 = \varepsilon_{Si} - \varepsilon_{Se} \quad (2)$$

Quando é atingido o estado de fluidização, a distribuição de sólidos muda com o aumento da vazão de gás. Os reatores começam a comportar-se como um sistema trifásico (sólido, líquido e gás).

A diferença entre o leito fluidizado e o leito de completa suspensão e circulação de sólidos é estabelecida pelo valor da velocidade do líquido. Quando a velocidade do líquido é maior ou igual a velocidade de sedimentação do sólido, as partículas começarão a circular pelo tubo externo e interno.

Reatores com baixa razão entre a área interna e externa mudam de leito fixo para leito de completa suspensão de sólidos diretamente (PETROVIC et al., 1993 apud GARCIA-CALVO et al., 1999).

No leito, quando os sólidos encontram-se suspensos a velocidade do líquido é maior que a velocidade de sedimentação satisfazendo a condição a seguir:

$$v_L \geq U_t \quad (3)$$

4.3.5 – Efeito da concentração de sólidos e da massa específica sobre a velocidade de circulação

A introdução progressiva de sólidos nos reatores resulta em um significativo decréscimo da fração volumétrica de gás no tubo interno devido a uma redução da área de fluxo do gás e do líquido.

A presença de sólidos ocasiona um aumento da coalescência e do diâmetro das bolhas o que ocasiona, como já visto anteriormente, uma redução da fração de gás no tubo interno e externo.

Segundo Freitas et al. (2000), quando os reatores estão operando a vazões baixas, o efeito da massa específica tem pouca influência sobre a fração de gás no tubo interno, podendo em altas vazões ser negligenciado o seu efeito. Nas figuras 13 e 14 observa-se os resultados encontrados por Freitas et al. (2000).

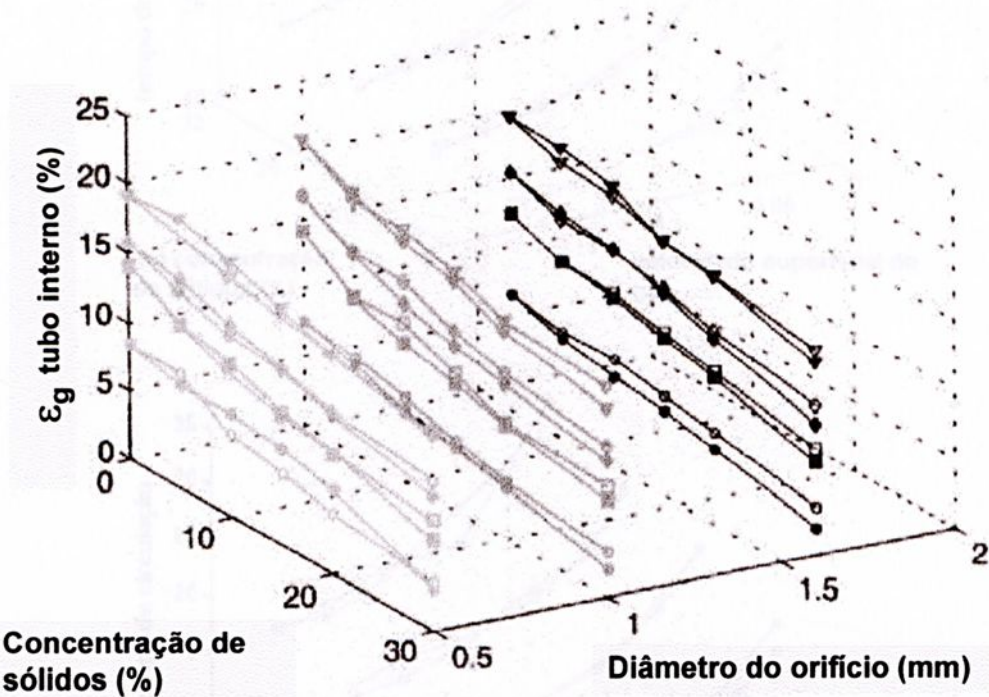


Figura 13: Influência da concentração e massa específica dos sólidos sobre a fração volumétrica de gás em função do diâmetro do orifício do injetor e da vazão de ar (2100 l/h: ○ - baixa massa específica, ● - alta massa específica; 5300 l/h: □ - baixa massa específica, ■ - alta massa específica; 8000 l/h: ◇ - baixa massa específica, ◆ - alta massa específica; 11800 l/h: ▽ - baixa massa específica, ▼ - alta massa específica).

Fonte: (FREITAS et al.,2000).

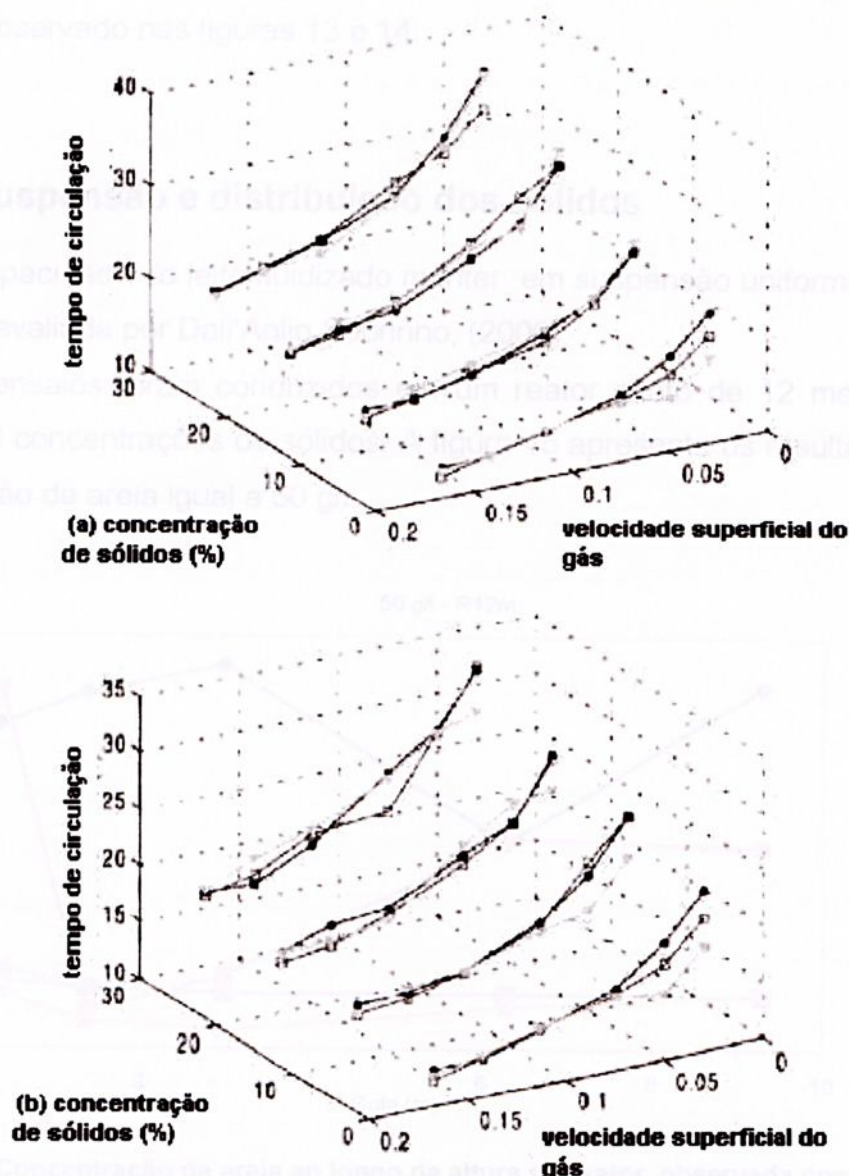


Figura 14: Efeito da concentração e massa específica dos sólidos – a) sólidos de alta massa específica; b) sólidos de baixa massa específica.

Fonte: (FREITAS et al., 2000).

Resultados similares foram obtidos por Hwang et al. (1995, apud FREITAS et al., 2000), Verlaan et al. (1987, apud FREITAS et al., 2000) e Freitas et al. (1997).

Apesar de alguns resultados apresentarem um pequeno efeito da massa específica dos sólidos sobre o comportamento hidrodinâmico, existe ainda algumas divergências entre os trabalhos publicados.

O próprio Freitas et al. (1997), observava que a concentração e a massa específica dos sólidos teriam uma considerável influência sobre a expansão, velocidade e tempo de mistura em experimentos conduzidos em reatores de tubos

concêntricos, em contradição a seus próprios resultados obtidos mais tarde, como pode ser observado nas figuras 13 e 14.

4.3.6 – Suspensão e distribuição dos sólidos

A capacidade do leito fluidizado manter em suspensão uniforme as partículas sólidas foi avaliada por Dall’Aglio Sobrinho, (2000).

Os ensaios foram conduzidos em um reator piloto de 12 metros de altura utilizando 4 concentrações de sólidos. A figura 15 apresenta os resultados com uma concentração de areia igual a 50 g/l.

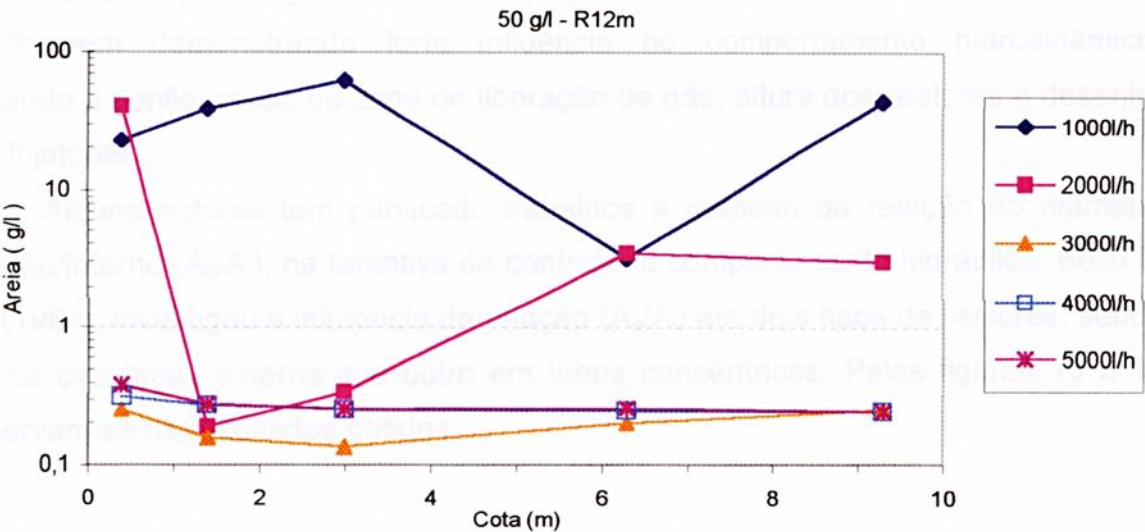


Figura 15: Concentração de areia ao longo da altura do reator, observada com vazões de ar entre 1.000l/h e 5.000 l/h.

Fonte: (DALL’AGLIO SOBRINHO, 2000).

Observa-se uma decantação elevada para as vazões de 1000 l/h e 2000 l/h. Segundo o autor, tal comportamento se deve à ordem de execução das leituras, ou seja, os sólidos foram adicionados com uma vazão de gás mais baixa e que depois foi gradativamente aumentada. Entretanto, uma vez que sedimentou a areia, as vazões mais altas não foram suficientes para manter o meio em suspensão. A distribuição inicial dos sólidos deve ter sido alterada após a sedimentação, sendo este fator determinante na vazão de gás necessária para suspensão do meio, concordando com o que havia sido relatado por Garcia – Calvo et al., (1999).

O processo de suspensão das partículas sugere uma alta histerese, justamente porque taxas maiores de gás são necessárias para suspender novamente o meio sólido e somado a isto, há formação de um volume morto que não pode ser mais suspenso resultando na diferença da concentração ao longo do reator (DALL'AGLIO SOBRINHO, 2000).

As características geométricas como o desenho da base e a área da abertura inferior de circulação nos reatores podem induzir a formação do volume.

4.3.7 – Efeito da relação entre a área do tubo externo e interno sobre a velocidade de circulação

Vários aspectos geométricos no projeto dos reatores que utilizam o sistema air-lift, vem demonstrando forte influência no comportamento hidrodinâmico, incluindo a configuração da zona de liberação de gás, altura dos reatores e desenho dos injetores.

Alguns autores tem publicado trabalhos a respeito da relação do diâmetro externo/interno (A_e/A_i), na tentativa de controlar o comportamento hidráulico. Bello et al., (1984), investigou a influência da relação (A_e/A_i) em dois tipos de reatores, sendo um de circulação externa e o outro em tubos concêntricos. Pelas figuras 16 e 17 observam-se os resultados obtidos.

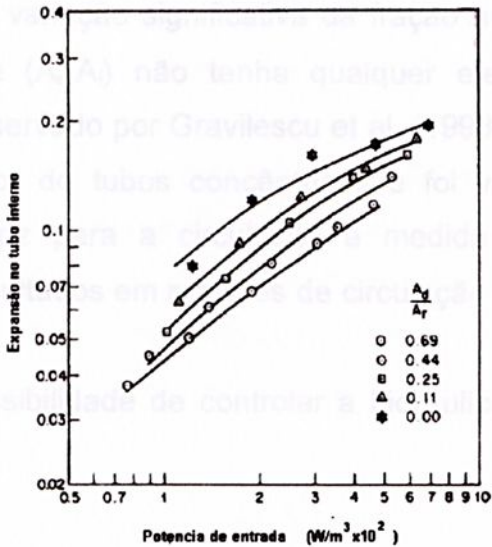


Figura 16: Expansão (fração de gás) no tubo interno em função da potência inserida.
Fonte: (BELLO et al., 1984).

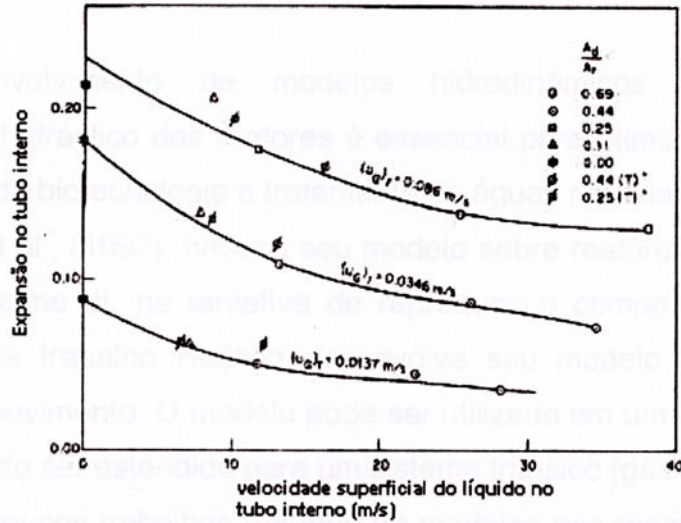


Figura 17: Variação da expansão (fração de gás) no tubo interno.

Fonte: (BELLO et al., 1984).

Uma significativa influência deste parâmetro é observada nas figuras 16 e 17.

O aumento da velocidade de circulação apresentado nos resultados obtidos por Bello et al. (1984) é acompanhado pelo aumento da relação entre os diâmetros em reatores de circulação externa.

O acréscimo da velocidade explica a redução da fração de gás no tubo interno devido ao tempo de residência das bolhas ser cada vez menor à medida que a velocidade cresce.

Os experimentos conduzidos em um reator de tubos concêntricos, não demonstraram qualquer variação significativa da fração no tubo interno. Entretanto isto não evidencia que (A_e/A_i) não tenha qualquer efeito sobre a fração e a velocidade, como foi observado por Gravilescu et al. (1998). Sua experimentação foi idealizada em um reator de tubos concêntricos e foi verificado que ocorria um aumento da força motriz para a circulação à medida que (A_e/A_i) aumentava, concordando com os resultados em reatores de circulação externa apresentados por Bello et al. (1984).

Isto mostra a possibilidade de controlar a hidráulica dos reatores, alterando apenas os diâmetros.

4.3.8 – Modelos hidrodinâmicos

O desenvolvimento de modelos hidrodinâmicos que descrevam o comportamento hidráulico dos reatores é essencial para otimizar sua utilização nos diversos ramos da biotecnologia e tratamento de águas residuais.

Heijnen et al., (1997), baseou seu modelo sobre reatores em escala reduzida operando no regime III, na tentativa de reproduzir o comportamento em escalas industriais. Neste trabalho Heijnen desenvolve seu modelo sobre o balanço de quantidade de movimento. O modelo pode ser utilizado em um sistema bifásico (gás – líquido) podendo ser estendido para um sistema trifásico (gás-líquido-sólido).

Existem poucos trabalhos tratando de modelos nos regimes I e II em escalas industriais. O que causa certo distanciamento em retratar modelos nos dois primeiros regimes são as instabilidades que podem ocorrer quando vazões muito baixas são empregadas. Do ponto de vista do tratamento biológico, a operação dos reatores no regime II pode trazer vantagens no processo de desnitrificação.

Além das equações baseadas no balanço da quantidade de movimento, outros autores como Hwang et al. (1997), Gavrilescu et al. (1998), Garcia – Calvo et al. (1999), tem realizado seus equacionamentos sobre o balanço de energia fixando como volume de controle o tubo interno ou tubo externo.

A maioria desses modelos, entretanto, necessita de expressões adicionais que correlacionem as frações volumétricas de gás e a presença de sólidos no tubo interno externo. A predição destas frações em reatores que configuram o sistema air-lift é muito difícil porque são fortemente dependentes da geometria (HEIJNEN et al., 1997).

Chisti et al. (1993) usou uma relação empírica para a fração de gás no tubo interno e combinou com uma expressão muito simples para predizer a fração de gás no tubo externo, comparando isto a 90% da fração no tubo interno. Sua relação, segundo Heijnen et al. (1997), não apresenta uma expressão adicional para o aumento da fração de gás no tubo interno como resultado da recirculação, ficando apenas válida no regime II.

4.3.8.1 – Modelo proposto por Chisti et al. (1987)

O modelo apresentado por Chisti et al. (1987), leva em consideração o balanço de energia no reator. Desta maneira pode-se escrever que a energia adicionada ao sistema se iguala à energia dissipada.

$$E_i = E_{di} + E_{de} + E_B + E_T + E_F \quad (4)$$

sendo:

E_i – energia inserida no sistema devido a expansão isotérmica do gás;

E_{di} – energia dissipada pela cortina de bolhas no tubo interno;

E_{de} – energia dissipada devido a estagnação do gás no tubo externo;

E_B e E_T – energia dissipada devido à reversão do fluxo na base e no topo;

E_F – energia dissipada devido a fricção no tubo interno e externo.

A energia inserida pode ser expressa na forma:

$$E_i = Q P_h \ln \left(1 + \frac{\rho_D g h_D}{P_h} \right) \quad (5)$$

sendo:

P_h – pressão no espaço superior do reator (N/m^2);

ρ_D – massa específica de dispersão (kg/m^3);

g – aceleração da gravidade (m/s^2);

h_D – altura de dispersão (gás-líquido) (m);

Q – vazão de gás (m^3/s).

O autor simplifica a equação (4) negligenciando o efeito do atrito no tubo interno e externo. Isto mostra-se possível em fluidos Newtonianos de baixa viscosidade segundo Lee et al. (1986, apud, CHISTI et al., 1987).

Considerando o esquema apresentado pela figura 18 e fazendo o balanço de energia, fixando o volume de controle no tubo interno, pode-se então escrever.

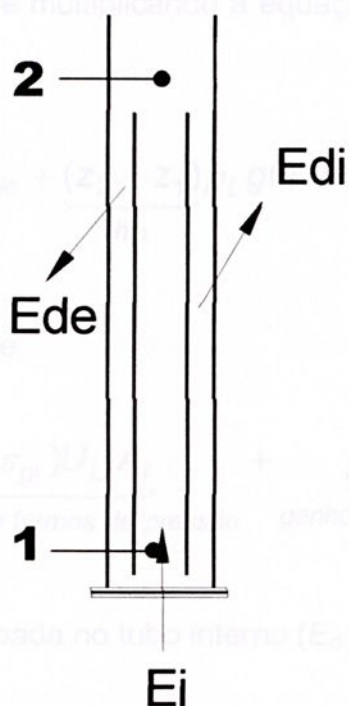


Figura 18: Esquema do volume de controle no modelo de Chisti.

Balanço no tubo interno

$$E_1 + \frac{E_i}{\gamma_L Q} = E_2 + \frac{E_{di}}{\gamma_L Q} \quad (6)$$

$$\frac{p_1}{\gamma_L} + Z_1 + \frac{E_i}{\gamma_L Q} = \frac{p_2}{\gamma_L} + Z_2 + \frac{E_{di}}{\gamma_L Q} \quad (7)$$

Os termos de energia na equação (7) estão representados em termos de carga.

A pressão no ponto (1) pode ser escrita:

$$p_1 = p_2 + (1 - \varepsilon_{gi}) \rho_L g h_D \quad (8)$$

sendo:

ε_{gi} – fração volumétrica de gás no tubo interno

ρ_L – massa específica do líquido (kg/m^3)

Substituindo (8) em (7) e multiplicando a equação resultante por $\gamma_L Q$, obtém-se :

$$(1 - \varepsilon_{gi}) h_D \rho_L g Q + E_{di} = E_{de} + \underbrace{(z_2 - z_1) \rho_L g Q}_{h_D} \quad (9)$$

Desenvolvendo chega-se:

$$E_i = E_{di} - \underbrace{\rho_L g h_D (1 - \varepsilon_{gi}) U_{Li} A_i}_{\text{perda de energia em termos de pressão}} + \underbrace{\rho_L g h_D U_{Li} A_i}_{\text{ganho de energia potencial}} \quad (10)$$

Portanto a energia dissipada no tubo interno (E_{di}) pode ser escrita como:

$$E_{di} = E_i - \rho_L g h_D U_{Li} A_i \varepsilon_{gi} \quad (11)$$

sendo:

U_{Li} – velocidade superficial do líquido no tubo interno (m/s);

A_i – área do tubo interno (m²)

Balanco no tubo interno

Admitindo o tubo externo como volume de controle pode-se escrever o balanço como

$$E_2 = E_1 + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (12)$$

$$\frac{p_2}{\gamma_L} + Z_2 = \frac{p_1}{\gamma_L} + Z_1 + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (13)$$

Substituindo a equação (8) em (13) obtém-se:

$$\underbrace{(z_2 - z_1)}_{h_D} = h_D (1 - \varepsilon_{ge}) + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (14)$$

Sendo:

ε_{ge} – Fração volumétrica de gás no tubo externo.

Reescrevendo a equação (14) e multiplicando por $\gamma_L Q$ tem-se :

$$E_{de} + \underbrace{h_D(1-\varepsilon_{ge})\rho_L g Q}_{\text{ganho de energia de pressão}} - \underbrace{h_D\rho_L g Q}_{\text{perda de energia potencial}} \quad (15)$$

Desenvolvendo a equação (14), pode-se escrever a energia dissipada no tubo externo como:

$$E_{de} = h_D \rho_L g U_{Le} A_e \varepsilon_{ge} \quad (16)$$

sendo:

U_{Le} – velocidade superficial do líquido no tubo externo (m/s)

A_e – área do tubo externo (m²)

Resta obter as equações que representem as perdas na base e no topo dos reatores devido à reversão do fluxo.

Chisti et al. (1987) comenta em seu artigo que as perdas na base e no topo podem ser calculadas exatamente da mesma forma que as perdas localizadas em tubos, ou seja:

$$\Delta h_B = k_B \frac{v_{Le}^2}{2g} \text{ (base)} \quad (17)$$

$$\Delta h_T = K_T \frac{v_{Li}^2}{2g} \text{ (topo)} \quad (18)$$

A energia dissipada pode ser escrita como:

$$E_B = \rho_L g Q \Delta h_B \quad (19)$$

$$E_T = \rho_L g Q \Delta h_T \quad (20)$$

Substituindo (17) em (19) e (18) em (20) e somando as equações (19) e (20), tem-se a expressão que representa a energia dissipada na base e no topo:

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L \left[v_{Li}^3 k_T A_i (1 - \varepsilon_{gi}) + v_{Le}^3 k_B A_e (1 - \varepsilon_{ge}) \right] \quad (21)$$

sendo:

k_B – coeficiente de atrito na base;

k_T – coeficiente de atrito no topo;

v_{Li} – velocidade linear do líquido no tubo interno (m/s)

v_{Le} – velocidade linear do líquido no tubo externo (m/s)

As velocidades reais correspondem às velocidades superficiais segundo Chisti et al.(1987) da seguinte maneira:

$$U_{Li} = v_{Li} (1 - \varepsilon_{gi}) \quad (22)$$

$$U_{Le} = v_{Le} (1 - \varepsilon_{ge}) \quad (23)$$

A equação da continuidade para o fluxo líquido entre o tubo interno e externo fica:

$$Q_i = Q_e \Rightarrow A_i U_{Li} = A_e U_{Le} \quad (24)$$

Tomando (22) e (23) e substituindo em (24) chega-se a:

$$A_i (1 - \varepsilon_{gi}) v_{Li} = A_e (1 - \varepsilon_{ge}) v_{Le} \quad (25)$$

Usando as equações (22) e (25) na equação (21) chega-se a energia dissipada no topo e na base do reator.

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L U_{Li}^3 A_i \left[\frac{k_T}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} + k_B \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{ge})^2} \right] \quad (26)$$

Finalmente substituindo a equação (11), (16) e (26) na equação (4) e explicitando o termo U_{Li} , obtém-se a equação que prediz a velocidade superficial do líquido no tubo interno.

$$U_{Li} = \left[\frac{2gh_D(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge})}{\frac{k_T}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} + k_B \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{ge})^2}} \right]^{0,50} \quad (27)$$

Esta equação tem a necessidade do conhecimento das frações de gás no tubo interno e externo. Como já citado estas expressões extras para as frações são difíceis de obter devido a sua forte dependência sobre a geometria.

Chisti et al. (1987) engloba o efeito da razão entre as áreas interna e externa na sua equação, parâmetros que demonstraram ter influência na velocidade de circulação.

Os coeficientes k_B e k_T variam nas diversas configurações geométricas de reatores que podem aparecer. Contudo observa que se existir semelhança geométrica os coeficientes deverão ser bem próximos. Deve ser ressaltado que os efeitos da abertura da zona de recirculação entre o tubo externo e interno localizado na base dos reatores também devem ser englobados nestes coeficientes, assim como realizado por Chisti et al. (1987).

O modelo apresentado calcula satisfatoriamente a velocidade superficial do líquido no tubo interno ao longo de uma vasta faixa de escalas de operação.

Outro aspecto na equação (27) é o fato dela não levar em consideração a concentração e a massa específica dos sólidos. A massa específica, como já comentado, pode apresentar uma pequena influência na velocidade, em contra partida, a concentração vem demonstrando ter influência marcante.

O modelo poderia ainda assim ser utilizado em reatores operando com baixa concentração de sólidos e de massas específicas muito próximas à da fase líquida, como apresentado por Garcia – Calvo et al. (1999).

Hwang et al. (1997), apresentou um modelo baseado nas equações apresentadas por Chisti et al. (1987). A equação tem a seguinte estrutura:

$$U_{Le} = \left[\frac{2[\rho_h(\varepsilon_{hi} - \varepsilon_{he}) + \rho_g(\varepsilon_e - \varepsilon_i)gh_D]}{\rho_h \left[\frac{k_T + k_i}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} \left(\frac{A_e}{A_i} \right)^2 + \frac{k_B + K_e}{(1 - \varepsilon_{ge})^2} \right]} \right]^{0,5} \quad (28)$$

sendo:

ρ_h – massa específica pseudo – homogênea da mistura sólido – líquido (kg/m^3);

ε_{hi} – fração volumétrica de gás do tubo interno na fase homogênea;

ε_{he} – fração volumétrica de gás do tubo externo na fase homogênea;

k_i – coeficiente de atrito no tubo interno;

k_e – coeficiente de atrito no tubo externo.

ρ_g – massa específica do gás;

Na equação (28) a velocidade superficial do líquido explicitada é a do tubo externo. Comparando com o modelo de Chisti et al. (1987), observa-se a inclusão do atrito da parede no tubo interno e externo. Além disso, no modelo Hwang et al.(1997), o efeito da concentração de sólidos e sua massa específica estão englobados no termo ρ_h .

O termo ρ_h é definido como sendo:

$$\rho_h = \rho_L \varepsilon_L + \rho_S \varepsilon_S \quad (29)$$

sendo:

ρ_L – massa específica do líquido (kg/m^3);

ρ_S – massa específica do sólido (kg/m^3);

ε_L – fração volumétrica do líquido;

ε_s – fração volumétrica do sólido.

A fração volumétrica pode ser calculada como:

$$\varepsilon_s = \frac{V_s}{V_s + V} \quad (30)$$

sendo:

V_s – volume de sólidos;

V – volume total.

4.3.8.2 – Modelo proposto por Heijnen et al.(1997)

Heijnen et al. (1997), propõe um modelo para reatores bifásicos (gás-líquido) e trifásicos (gás-líquido-sólido) de tubos concêntricos operando no regime III. Suas equações são baseadas no balanço de quantidade de movimento.

Este balanço é definido como sendo:

$$\text{Forças de gravidade} = \text{forças de fricção}$$

Traduzindo em termos de pressão, pode-se escrever:

$$\Delta p_g = \Delta p_f \quad (31)$$

Isto implica dizer que a força motriz para o escoamento representada pelo termo Δp_g deverá superar as forças resistivas representadas por Δp_f , para que a circulação aconteça.

A força motriz para o escoamento é representada da seguinte forma:

$$\Delta p_g = \rho_e g H_i - \rho_i g H_i \Rightarrow \frac{\Delta p_g}{g H_i} = \rho_e - \rho_i \quad (32)$$



sendo:

ρ_e – massa específica média no tubo externo;

ρ_i – massa específica média no tubo interno;

H_i – Altura efetiva do tubo interno.

Pela equação (32) é mostrado que a diferença de peso no tubo interno e externo causa a circulação do meio. A massa específica em um meio trifásico segundo Heijnen et al. (1997) pode ser representada por:

$$\rho = \varepsilon_g \rho_g + \varepsilon_L \rho_L + \varepsilon_s \rho_s \quad (33)$$

sendo:

ρ – massa específica da mistura;

ρ_g – massa específica do gás;

ρ_L – massa específica do líquido;

ρ_s – massa específica do sólido;

ε_g – fração volumétrica de gás;

ε_L – fração volumétrica de líquido;

ε_s – fração volumétrica de sólido.

Desprezando a massa específica do gás, obtemos a massa específica da mistura no tubo interno e externo, como pode ser observado na equação (34):

$$\rho_i = \varepsilon_{Li} \rho_{Li} + \varepsilon_{si} \rho_{si} \quad (34)$$

$$\rho_e = \varepsilon_{Le} \rho_{Le} + \varepsilon_{se} \rho_{se} \quad (35)$$

Sendo os sub-índices indicativos de que está se tratando do tubo externo (e) e tubo interno (i).

A fração volumétrica para a fase líquida é dada pela equação (36):

$$\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_g - \varepsilon_s \quad (36)$$



Introduzindo as equações (34), (35) e (36) em (32) a força motriz pode ser escrita como:

$$\frac{\Delta p_g}{gH_i} = (\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge})\rho_L - (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se})(\rho_s - \rho_L) \quad (37)$$

A equação (37) mostra que se a concentração de sólidos no tubo interno for maior que no tubo externo a força motriz sofrerá um decréscimo. Outro aspecto a ser notado é a possibilidade de trabalhar um sistema trifásico como um bifásico, quando a massa específica do sólido e do líquido forem próximas. Enquanto o modelo apresentado por Chisti et al. (1987) tem uma limitação quanto a sua utilização em meios trifásicos, Heijnen et al. (1997) não apenas possibilita esta transição como também leva em conta o efeito da massa específica do sólido sobre a circulação.

As forças de atrito foram apresentadas da mesma forma que Chisti et al. (1987), utilizando, entretanto, termos de pressão e não de energia, podendo então ser escritas na forma:

$$\Delta p_f = k_f \frac{1}{2} \rho_L V_L^2 \quad (38)$$

sendo:

k_f – coeficiente de atrito;

V_L – velocidade de circulação.

O coeficiente k_f do modelo apresenta ser dependente da velocidade de circulação, mas mostra ser constante em um sistema bifásico (VERLAAN et al., 1986, apud HEIJNEN, 1997).

Este coeficiente deverá englobar todos os efeitos de fricção tais como o atrito da parede, o fluxo reverso na base e no topo e as perdas devido a presença dos injetores.

Na equação (38) o cálculo é realizado sobre a massa específica do líquido o que é uma simplificação em se tratando de meios trifásicos. Entretanto Heijnen et al. (1997) afirma que tal simplificação é bastante razoável.

$$V_{sp} = (V_{ls} + V_{sp}) \quad (42)$$

Levando as equações (38) e (37) em (31) obtém-se:

$$v_L = \left[\frac{2gH_i}{k_f} \left[(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) - (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/2} \quad (39)$$

A equação (39) é dependente ainda da expansão e da fração volumétrica dos sólidos presente no meio e trabalhar com estes parâmetros pode ser custoso. Alguns autores têm lançado mão de equações empíricas para contornar o problema. Entretanto isto limita seu uso a um caso particular. O problema aqui é contornado realizando um balanço de volume nas fases líquida, sólida e na fase gás do sistema.

Balanço de volume (fase gás)

O balanço aplicado a fase gás incorpora o efeito da recirculação das bolhas. Pode-se então ser representado da seguinte forma:

$$\underbrace{v_{gi} \varepsilon_{gi} A_i}_{\text{Fluxo de gás no tubo interno}} = \underbrace{v_{ge} \varepsilon_{ge} A_e}_{\text{Fluxo devido a recirculação do gás}} + \underbrace{Av_{gs}}_{\text{Fluxo devido aos injetores}} \quad (40)$$

sendo:

v_{gi} – velocidade absoluta do gás no tubo interno;

v_{ge} – velocidade absoluta do gás no tubo externo;

v_{gs} – velocidade superficial do gás baseado na área total

A_e – área do tubo externo;

A_i – área do tubo interno;

A – área total.

A velocidade absoluta do gás pode ser escrita como sendo:

$$v_{gi} = (v_{Li} + v_{sgi}) \quad (41)$$

$$v_{ge} = (v_{Le} + v_{sge}) \quad (42)$$

sendo:

v_{sgi} e v_{sge} – velocidade relativa do gás no tubo interno e externo.

v_{Li} e v_{Le} – velocidade linear do líquido no tubo interno e externo.

Heijnen et al. (1997), faz a suposição que a velocidade relativa das bolhas é semelhante a velocidade desenvolvida por um grupo de bolhas podendo então ser escrito que:

$$v_{sgi} = v_{sge} = v_{sb} \quad (43)$$

sendo:

v_{sb} – velocidade do grupo de bolhas.

Tomando as equações (41), (42) e (43) e introduzindo na equação (40) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(v_{Li} + v_{sb})\varepsilon_{gi}m = (v_{Le} - v_{sb})\varepsilon_{ge}(1 - m) + v_{gs} \quad (44)$$

sendo:

m – razão entre área do tubo interno e área total $m = \left(\frac{A_i}{A}\right)$.

Balanco de volume (fase líquida)

A vazão líquida no tubo externo deve ser igual a vazão líquida no tubo interno.

Então:

$$v_{Li}A_i(1 - \varepsilon_{gi} - \varepsilon_{si}) = v_{Le}A_e(1 - \varepsilon_{ge} - \varepsilon_{se}) \quad (45)$$

No regime III as diferenças entre as frações não devem ser muito grandes podendo então escrever:

$$v_{Li} A_i = v_{Le} A_e \quad (46)$$

A velocidade de circulação pode ser determinada como a média entre as velocidades presentes no tubo interno e externo.

$$v_L = \frac{v_{Li} A_i + v_{Le} A_e}{A} \quad (47)$$

A relação apresentada na equação (46) juntamente com (47) fornece a seguinte relação:

$$v_L = 2mv_{Li} = 2(1-m)v_{Le} \quad (48)$$

Com este resultado pode-se rescrever a equação (44) na forma:

$$(v_L + 2mv_{sb})\varepsilon_{gi} = [v_L - 2(1-m)v_{sb}]\varepsilon_{ge} + 2v_{gs} \quad (49)$$

A equação (49) combinada com a expansão global resulta em uma relação entre a diferença de expansão do tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás, a expansão global e a velocidade de circulação.

A fração volumétrica global de gás pode ser como:

$$\varepsilon_g = \frac{V_{gi} + V_{ge}}{V} = m\varepsilon_{gi} + (1-m)\varepsilon_{ge} \quad (50)$$

sendo:

V_{gi} – volume de gás no tubo interno;

V_{ge} – volume de gás no tubo externo;

V – volume total.

Portanto a combinação da equação (50) com a (49) resulta:

$$(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) = 2 \frac{(v_{gs} - \varepsilon_g v_{sb})}{v_L} \quad (51)$$

Balanco de volume (fase sólida)

Para a fase sólida a mesma aproximação feita para fase líquida pode ser usada. Admitindo que não haja adição de partículas sólidas podemos dizer que o fluxo de sólidos no tubo interno seja equiparado ao fluxo no tubo externo.

$$v_{sL} \varepsilon_{Si} A_i = v_{se} \varepsilon_{Se} A_e \quad (52)$$

sendo:

v_{sL} – velocidade absoluta do sólido no tubo interno;

v_{se} – velocidade absoluta do sólido no tubo externo.

A velocidade absoluta dos sólidos pode ser escrita da mesma maneira que foi adotada para o gás:

$$v_{si} = (v_{Li} - v_{ssi}) \quad (53)$$

$$v_{se} = (v_{Le} + v_{sse}) \quad (54)$$

sendo:

v_{ssi} e v_{sse} – velocidade relativa das partículas no tubo interno e externo.

Novamente se faz a suposição que a velocidade relativa das partículas é semelhante à velocidade desenvolvida por um grupo de partículas. Então:

$$v_{ssi} = v_{sse} = v_{sp} \quad (55)$$

sendo:

v_{sp} – velocidade do grupo de partículas.

Tomando as equações (53), (54) e (55) e introduzindo na equação (52) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(v_{Li} - v_{sp})\varepsilon_{gi}m = (v_{Le} + v_{sp})\varepsilon_{ge}(1 - m) \quad (56)$$

Adotando a relação obtida pela equação (48) e combinado com (56), obtém-se:

$$(v_L - 2mv_{sp})\varepsilon_{si} = [v_L + 2(1 - m)v_{sp}]\varepsilon_{se} \quad (57)$$

A fração de sólidos presente no sistema pode ser determinada da mesma forma que foi feita para a expansão global.

$$\varepsilon_s = \frac{V_{si} + V_{se}}{V} = m\varepsilon_{si} + (1 - m)\varepsilon_{se} \quad (58)$$

sendo:

V_{si} – volume de sólido no tubo interno;

V_{se} – volume de sólido no tubo externo;

V – volume total.

Combinado as equações (57) e (58) resulta:

$$(\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se}) = 2\varepsilon_s \frac{v_{sp}}{v_L} \quad (59)$$

A diferença entre as frações de sólidos presentes no tubo interno e externo passa a ser uma função da velocidade do grupo de partículas da fração de sólidos presente no sistema e da velocidade de circulação.

Tomando as equações (51) e (59) e introduzindo na equação (39) o resultado é uma equação explícita para a velocidade de circulação.

$$v_L = \left[\left(\frac{4gH_i}{k_f} \right) \left[v_{gs} - \varepsilon_g v_{sb} - \varepsilon_s v_{sp} \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/3} \quad (60)$$

Se os parâmetros forem constantes então a velocidade de circulação pode ser uma função da geometria do reator, representada pelos termos de atrito e altura efetiva do tubo interno, e pela velocidade superficial do gás, massa específica do sólido, expansão global. Deve também ser conhecida a relação entre a expansão global e a velocidade superficial do gás. Não há nenhum termo explícito para relação entre a área do tubo interno e externo no modelo proposto.

O modelo, segundo os resultados apresentados por Heijnen et al. (1997) em seu trabalho, pode prever a velocidade de circulação do líquido no regime III razoavelmente. Entretanto para obter mais precisão nos resultados seria necessário um conhecimento maior das relações entre frações volumétricas de gás e a distribuição de gás e sólidos.

4.3.8.3 – Dissipação de energia em reatores *airlift*

O atrito com a parede e a dissipação da energia associada as bolhas é considerado como o mecanismo de perda de energia em reatores *air-lift* (MERCHUK et al., 1995).

O modelo de perturbação das bolhas (*bubble wake*) proposto por Schmidt et al. (1992, apud MERCHUK et al., 1995) mostra que a perturbação do líquido pela presença das bolhas associa um efeito laminar criado por um gradiente de velocidades próximo à superfície das bolhas similar ao que ocorre próximo a uma superfície sólida, e uma dissipação turbulenta na esteira das bolhas.

Merchuk et al., (1995), propõe um modelo matemático baseado na 1ª lei da termodinâmica para calcular a energia dissipada em cada região do reator. Seu modelo levou em conta as seguintes suposições:

- Comportamento ideal do gás. O trabalho realizado pelo gás no líquido (e vice versa) pode ser expresso como uma expansão isotérmica das bolhas;
- A energia dissipada pela fase gasosa no interior das bolhas é desprezada, como também a energia potencial devido a baixa massa específica das bolhas;
- Energia é dissipada por atrito próximo da interface líquido e parede e também no interior do meio líquido;
- Temperatura do líquido foi considerada constante.

A representação esquemática do fluxo de massa e energia é apresentada na figura 19.

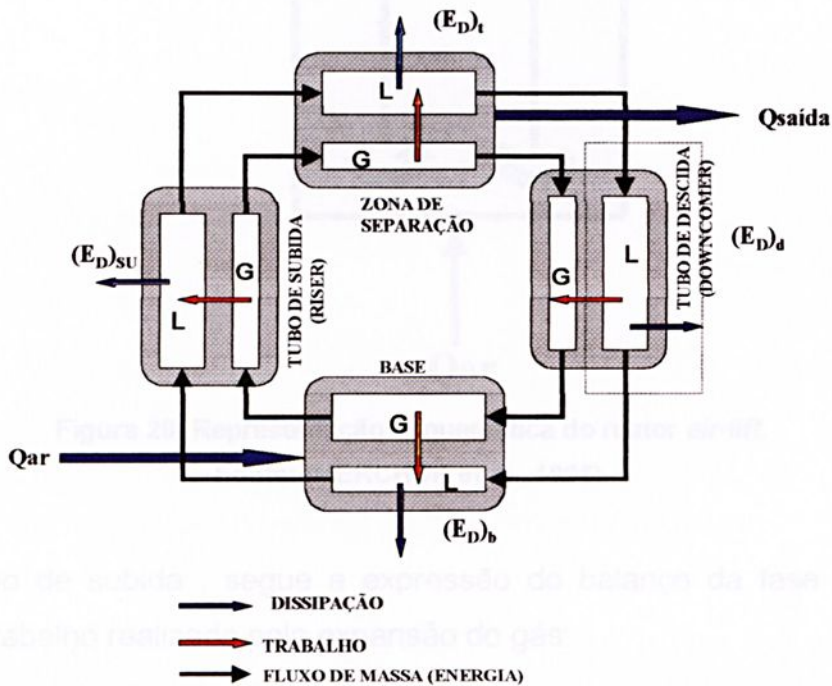


Figura. 19: Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico.

Fonte: (MERCHUK et al.,1995).

Com as suposições já citadas, o balanço global da energia (BIRD, 1992, apud MERCHUK, 1995) foi escrito assim:

$$\Delta(PQ) + \Delta Ep + \Delta Ed = Ws \quad (61)$$

O primeiro termo representa o trabalho realizado pela vazão, o segundo termo representa a variação da energia potencial do sistema e E_d está relacionado à energia dissipada por unidade de volume. E Ws é o trabalho realizado pelo sistema considerado. A figura 20 mostra o esquema com os 5 pontos localizados no reator que foram considerados nas expressões matemáticas.

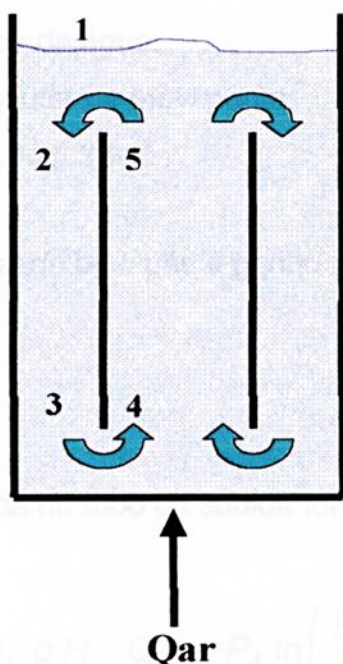


Figura 20: Representação esquemática do reator *air-lift*.

Fonte: (MERCHUK et al., 1995).

No tubo de subida, segue a expressão do balanço da fase gasosa para expressar o trabalho realizado pela expansão do gás:

$$(Ws)_{g, su} = Q_{g, su} P_4 \ln \left(\frac{P_5}{P_4} \right) \quad (62)$$

sendo: $(Ws)_{g, su}$ = trabalho realizado pela fase gás no tubo de subida;

$Q_{g, su}$ = vazão de ar injetada no sistema;

P_4 = pressão absoluta no ponto 4 (Pa);

P_5 = pressão absoluta no ponto 5 (Pa).

O balanço da fase do líquido no tubo de subida é expresso assim:

$$Q_L (p_5 - p_4) + Q_L \rho_L g H + (Ed)_{su} = Ws_{L,su} \quad (63)$$

sendo: $(Ws)_{L,su}$ = trabalho realizado pela fase líquida no tubo de subida;

$(Ed)_{su}$ = energia dissipada no tubo de subida;

Q_L = vazão da fase líquida;

ρ_L = massa específica da água;

H = altura do tubo indutor de movimento;

p_i = pressão relativa no ponto i.

Desde que o trabalho realizado pelo gás é ganho no líquido, tem-se:

$$(Ws)_{g,su} = - (Ws)_{L,su} \quad (64)$$

Portanto a energia dissipada no tubo de subida foi igual:

$$(Ed)_{su} = Q_L (p_4 - p_5) - \rho_L Q_L g H - Q_{g,su} P_4 \ln \left(\frac{P_5}{P_4} \right) \quad (65)$$

Para o topo do reator, o balanço da fase gasosa segue:

$$(Ws)_{g,t} = Q_{ar} P_4 \ln \left(\frac{P_1}{P_4} \right) + Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_2}{P_5} \right) \quad (66)$$

sendo: Q_D = vazão de gás no tubo de descida;

Q_{ar} = vazão de ar (injetor);

$(Ws)_{g,t}$ = trabalho realizado pelo gás no topo;

P_1 = pressão absoluta no ponto 1;

P_2 = pressão absoluta no ponto 2.

O balanço da fase líquida no topo foi determinado assim:

$$(Ws)_{L,t} = Q_L (p_2 - p_5) + (Ed)_t \quad (67)$$

sendo: $(Ws)_{L,t}$ = trabalho realizado pela fase líquida no topo;

$(Ed)_t$ = energia dissipada no topo.

O termo de energia potencial foi desconsiderado devido não haver mudança de energia potencial no topo do reator. Substituindo a equação (66) e (67) na equação (64) e reajustando os termos, tem-se a energia dissipada no topo:

$$(Ed)_t = Q_L (p_5 - p_2) - Q_{ar} P_4 \ln\left(\frac{P_1}{P_5}\right) - Q_D P_4 \ln\left(\frac{P_2}{P_5}\right) \quad (68)$$

Para o tubo de descida segue o mesmo raciocínio. Mas agora é o líquido que realiza trabalho de compressão do gás. Para o esquema da figura 20, o trabalho realizado pelo gás segue:

$$(Ws)_{g,d} = Q_D P_4 \ln\left(\frac{P_3}{P_4}\right) \quad (69)$$

sendo: $(Ws)_{g,d}$ = trabalho realizado pelo gás no tubo de descida.

E o balanço de energia da fase líquida segue:

$$Q_L (p_3 - p_2) - Q_L \rho_L g H + (Ed)_d = (Ws)_{L,d} \quad (70)$$

sendo: $(Ws)_{L,d}$ = trabalho realizado pelo líquido no tubo de descida.

Usando a mesma analogia para o tubo de subida, a energia dissipada do tubo de descida pode ser escrita como:

$$(Ed)_d = Q_L (p_2 - p_3) + \rho_L Q_L g H - Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_3}{P_2} \right) \quad (71)$$

Em que os dois primeiros termos indicam o ganho de energia do líquido e terceiro termo é a energia usada para comprimir o gás. Para a base do reator o balanço da fase gasosa era igual:

$$(Ed)_{g,b} = Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_4}{P_3} \right) \quad (72)$$

sendo: $(Ed)_{g,b}$ = energia dissipada na fase gás na base.

Aqui não há mudança de energia potencial para o líquido. A expressão para o balanço da fase líquida foi definida assim:

$$(Ws)_{L,b} = Q_L (p_4 - p_3) + (Ed)_b \quad (73)$$

sendo: $(Ws)_{L,b}$ = trabalho realizado pelo líquido na base.

Fazendo a mesma analogia para o topo do reator, surgiu a equação da energia dissipada na base:

$$(Ed)_b = Q_L (p_3 - p_4) - Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_4}{P_3} \right) \quad (74)$$

sendo: $(Ed)_b$ = energia dissipada na base.

Merchuk et al. (1995) comentam em seu trabalho que a maioria dos modelos existentes à época da publicação do trabalho não levava em conta a energia transferida entre as fases gasosa e líquida, promovendo apenas um balanço de pressões, assumindo que as quedas de pressão no topo e na base contrabalançam exatamente as diferenças de pressão hidrostática existentes entre

os tubos de subida e descida. A atualização da revisão efetuada no corrente trabalho mostra que, até o presente momento, a maioria dos modelos continua a se basear nos mesmos princípios e sujeitos à mesmas críticas formuladas por Merchuk et al. (1995).

Para o modelo apresentado, foi possível determinar a energia dissipada para cada região do reator *air-lift*. Esse equacionamento foi adaptado para dissipação em termos de carga hidráulica e com isso proporcionou a determinação das perdas de carga do reator em estudo.

5 – Materiais e métodos

5.1 – Materiais

5.1.1 – Bancada experimental

A pesquisa visou investigar o comportamento hidrodinâmico de reatores alimentados por leito de ar levando em conta os parâmetros velocidade de circulação, fração volumétrica de gás e sólido e distribuição de sólidos.

A bancada é constituída de dois modelos de reatores confeccionados em PVC, cujas alturas para experimentação situam-se em 8 metros. Para facilitar a aquisição dos dados, o reator foi montado em tubos paralelos. No tubo de descida foi colocado um outro tubo concêntrico de diâmetro igual ao de subida de maneira a criar uma região anular. Um tubo horizontal em acrílico foi utilizado para conectar o tubo de subida ao tubo de descida. Tanto a base como o topo dos reatores possuem geometria cônica. Os diâmetros dos tubos de subida foram de 100, 150 milímetros e no tubo de descida mantivemos o diâmetro externo de 200 milímetros e interno de acordo com o diâmetro do tubo de subida.

Para visualização dos fenômenos ocorridos durante a operação, foram previstas aberturas em acrílico transparente localizadas na base dos modelos e em alguns pontos ao longo de sua altura.

Distribuídas ao longo do tubo de subida e tubo de descida estão as tomadas de pressão. Estas tomadas estão conectadas a um painel por meio de mangueiras transparentes, formando este conjunto um quadro de piezômetros.

5 – Materiais e métodos

5.1 – Materiais

5.1.1 – Bancada experimental

A pesquisa visou investigar o comportamento hidrodinâmico de reatores fluidizados por jatos de ar levando em conta os parâmetros: velocidade de circulação, fração volumétrica de gás e sólidos no leito e distribuição de sólidos.

A bancada é constituída de dois modelos de reatores confeccionados em PVC, cujas alturas para experimentação situaram-se em 6 metros. Para facilitar a aquisição dos dados, o reator foi montado em tubos paralelos. No tubo de descida foi colocado um outro tubo concêntrico de diâmetro igual ao de subida de maneira a criar uma região anular. Um tubo horizontal em acrílico foi utilizado para conectar o tubo de subida ao tubo de descida. Tanto a base como o topo dos reatores possuem geometria idêntica. Os diâmetros dos tubos de subida foram de 100, 150 milímetros e no tubo de descida manteve-se o diâmetro externo de 200 milímetros e interno de acordo com o diâmetro do tubo de subida.

Para visualização dos fenômenos ocorridos durante a operação, foram previstas aberturas em acrílico transparente, localizadas na base dos modelos e em alguns pontos ao longo de sua altura.

Distribuídas ao longo do tubo de subida e tubo de descida estão as tomadas de pressão. Estas tomadas estão conectadas a um painel por meio de mangueiras transparentes, formando este conjunto um quadro de piezômetros.



O sistema de injeção de ar foi construído em PVC com diâmetro de 40 mm e perfurado em 6 carreiras de 36 furos com uma abertura de 1 mm e um espaçamento de 3 mm entre as carreiras. O injetor foi locado cerca de 50 cm da base do reator e conectado a um compressor de ar, cujo controle da vazão foi feito através de rotômetros. Uma válvula reguladora de pressão foi colocada na linha entre o compressor de ar e o rotômetro para manter a pressão constante de saída. Um manômetro de Bordoun foi instalado próximo ao topo do reator para assegurar o funcionamento normal do injetor.

Como fase sólida foi utilizado areia fina com um diâmetro médio de 0,026 mm.

A figura 21 apresenta um esquema da bancada experimental.

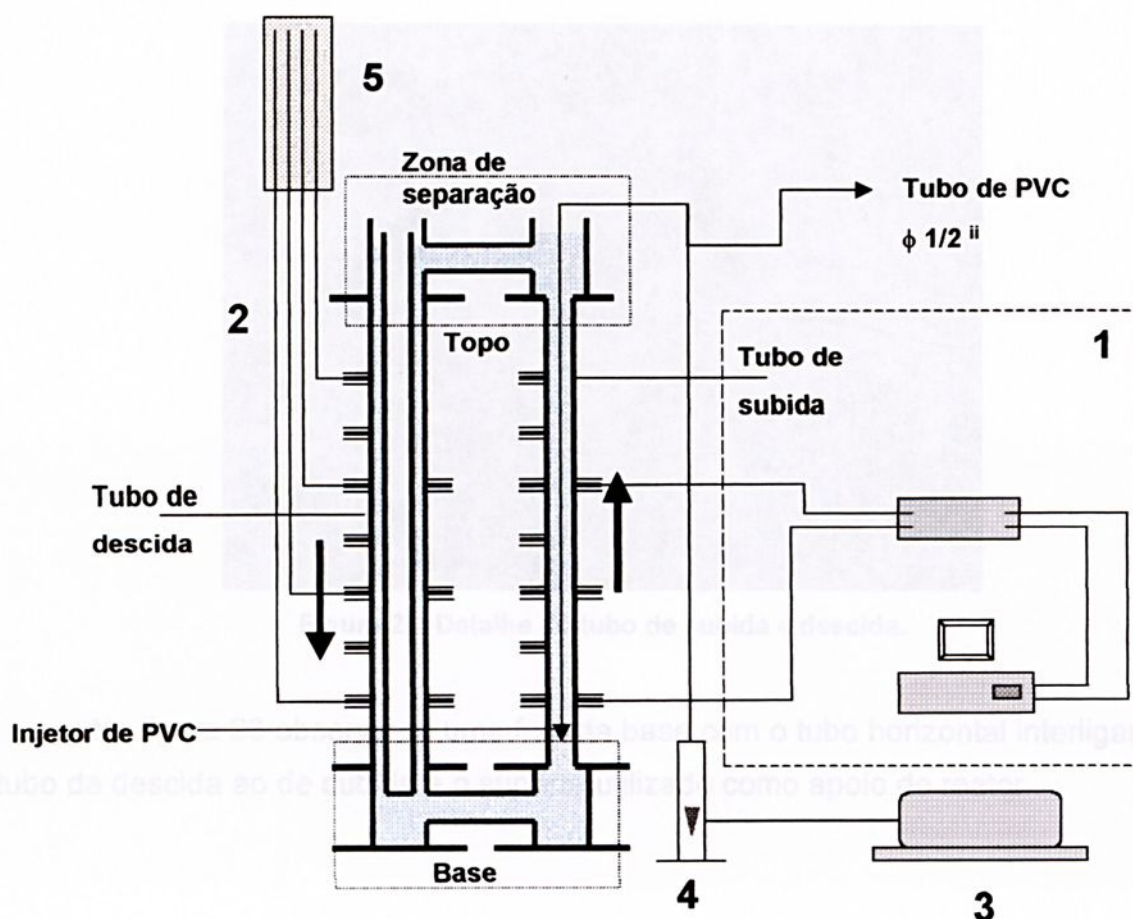


Figura 21: Esquema da bancada experimental.

Tabela 04: Descrição dos componentes da bancada

Descrição dos componentes	
1	Sistema de aquisição de dados
2	Tomadas de pressão e amostragem de sólidos
3	Rotâmetro
4	Compressor de ar
5	Quadro de piezômetros

Na figura 22 é mostrado um detalhe do tubo de descida e subida, com os visores em acrílico e algumas tomadas de pressão.



Figura 22: Detalhe do tubo de subida e descida.

Na figura 23 observa-se uma foto da base com o tubo horizontal interligando o tubo de descida ao de subida e o suporte utilizado como apoio do reator.



Figura 23: Detalhe da base.

Na figura 24a é mostrado um detalhe do topo onde é possível observar o tubo horizontal interligando as duas seções e seu sistema de fixação. Na figura 24 b pode-se ver o sistema que interliga o sistema de injeção de ar ao compressor.



(a)



(b)

Figura 24: Detalhe do topo dos reatores.

5.1.2 – Sistema de medição de pressões e coleta de sólidos

Para o sistema de medição de pressão e da fração volumétrica de gás no leito foram locadas tomadas ao longo do tubo indutor (subida) e tubo de descida. Mangueiras transparentes de diâmetro igual a 6 mm interligam estas tomadas a um quadro fixado a bancada, compondo desta maneira um quadro de piezômetros.

A figura 25 mostra a foto do quadro de piezômetros (a) e das mangueiras conectadas ao tubo de subida (b).



Figura 25: Detalhe do quadro de piezômetros e mangueiras que interligam as tomadas ao quadro.

Adotando como referência a base do reator, os pontos S1 e D1 que compõem a tomada 1 distam 108,5 centímetros da base. Os pontos S2 e D2 a 208,5, S3 e D3 a 308,5, S4 e D4 a 408,5, S5 e D5 a 508,5 centímetros da referência.

Figura 27: Esquema da sonda de condutividade elétrica com suas dimensões.

Fonte: (GUARDIA FILHO, 2001).

Para verificar a distribuição de sólidos ao longo do tubo indutor e tubo de descida dos modelos, uma tomada de coleta também foi prevista, como pode ser observado pela figura 26.

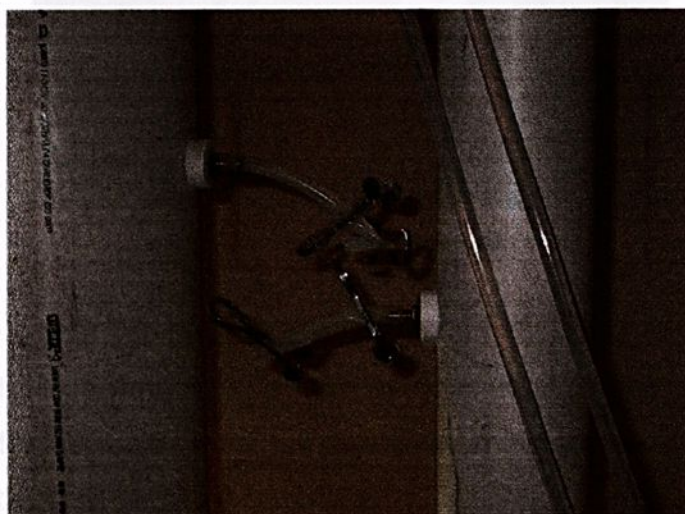


Figura 26: Detalhe da tomada de coleta de sólidos.

5.1.3 - Sistema de medição de velocidades

Este sistema possui duas sondas de condutividade elétrica confeccionadas em PVC, constituindo o corpo. As pontas utilizadas são em aço inox, para evitar oxidação durante o tempo de experimentação. As figuras 27 e 28 apresentam a sonda.

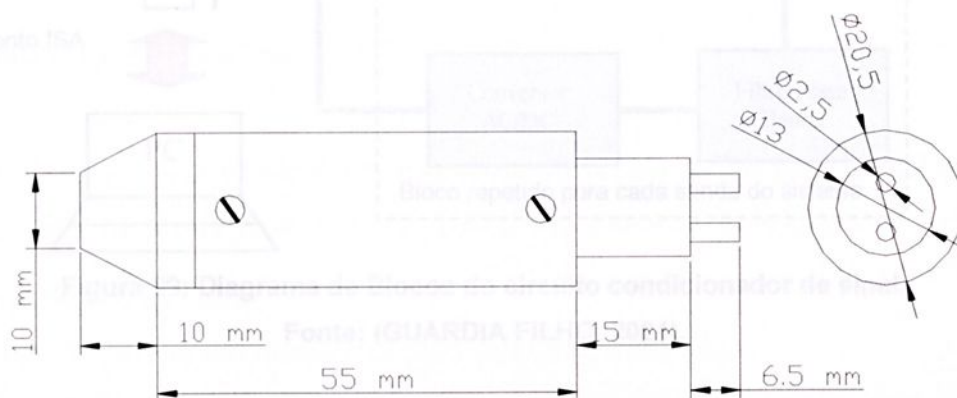


Figura 27: Esquema da sonda de condutividade elétrica com suas dimensões.

Fonte: (GUARDIA FILHO, 2001).



Figura 28 : Foto da sonda utilizada.

A primeira sonda foi instalada a 108,5 cm da base e a segunda a uma distância de 2 metros da primeira, no tubo de descida. As sondas estão interligadas a um condicionador de sinais que provê alimentação com corrente alternada e o condicionamento do sinal elétrico resultante.

A saída do condicionador é interligada ao computador por meio de um conversor analógico-digital para aquisição de dados. O sistema foi desenvolvido especialmente para este trabalho (GUARDIA FILHO, 2001) e está representado na figura 29.

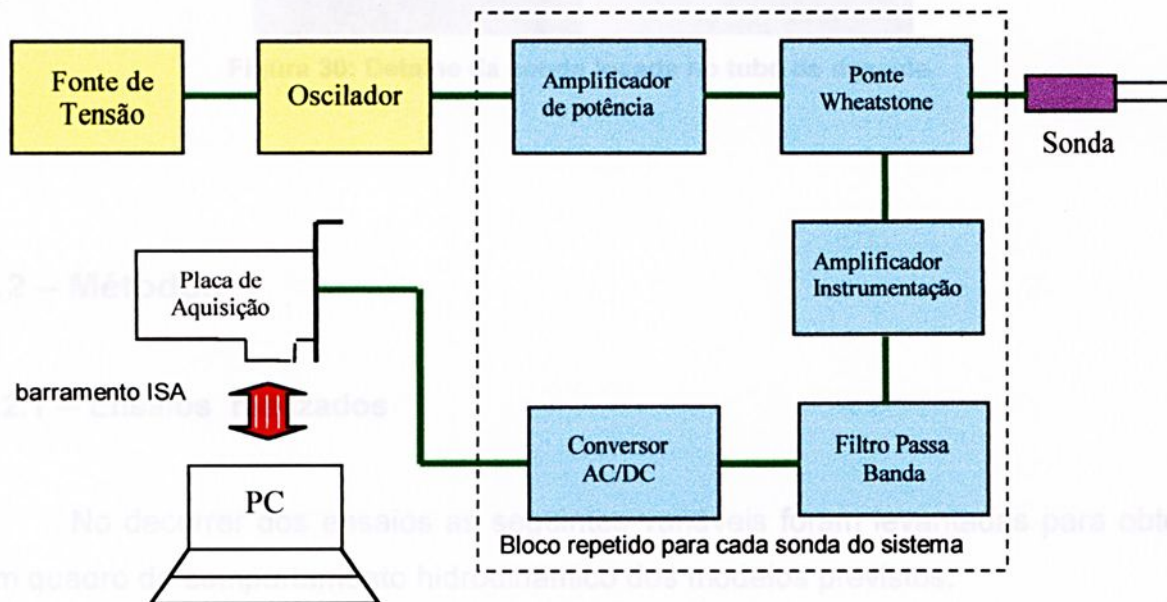


Figura 29: Diagrama de Blocos do circuito condicionador de sinal.

Fonte: (GUARDIA FILHO, 2001).

O equipamento é composto dos seguintes blocos: oscilador, amplificador de potência, ponte de Wheatstone, amplificador de instrumentação, filtro passa-banda,

conversor AC/DC de onda completa, placa de aquisição de dados 12 bits e microcomputador.

O sistema permite o emprego simultâneo de várias sondas e a aquisição dos dados por meio de microcomputador, incluindo softwares para a operação e calibração do sistema.

No decorrer do ensaios foi utilizado como traçador uma solução NaCl a uma concentração de 100 g/l inseridos no topo dos modelos.

Na figura 30 observa-se a sonda locada no tubo de descida do reator.



Figura 30: Detalhe da sonda locada no tubo de descida.

5.2 – Métodos

5.2.1 – Ensaios realizados

No decorrer dos ensaios as seguintes variáveis foram levantadas para obter um quadro do comportamento hidrodinâmico dos modelos previstos:

- Expansão do Leito
- Velocidade de circulação no tubo indutor e externo
- Registros das pressões médias

A investigação dessas variáveis levou em conta a variação dos parâmetros como a vazão de ar, relação de área do tubo externo/interno do tubo de descida,

diâmetro do tubo de subida e concentração do meio suporte. Para isso 2 relações entre diâmetro e 2 concentrações de areia foram empregadas. A tabela a seguir apresenta os valores das relações acima citadas

Tabela 05: Características dos ensaios

	1º Reator			2º Reator		
Altura	6,0 m			6,0 m		
Relação entre diâmetros	(200 – 150)			(200 – 100)		
	Concentração de areia (g/l)			Concentração de areia (g/l)		
	0	50	70	0	50	70
Vazão de ar (l/h)	150			150		
	200			200		
	250			250		
	300			300		
	400			400		
	500			500		
	600			600		
	700			700		
	800			800		
	1000			1000		
	1100	1100	1100	1100	1100	1100
	1400	1400	1400	1400	1400	1400
	1600	1600	1600	1600	1600	1600
	1800	1800	1800	1800	1800	1800
	2000	2000	2000	2000	2000	2000

Para a escolha das vazões e concentrações do meio suporte foi realizado um ensaio preliminar em cada modelo. Optou-se por trabalhar com vazões de ar abaixo de 2000 l/h devido a oscilações apresentadas no quadro de piezômetros em vazões acima desse limite. Nos ensaios preliminares com areia foi verificado que para valores abaixo de 1000 l/h a areia começava a sedimentar na base do reator. Isto também acabou limitando a concentração de areia em no máximo 70 g/l.

Os ensaios foram conduzidos de forma fatorial, ou seja para cada configuração de diâmetro houve três concentrações do meio suporte e cinco vazões de ar. No caso do ensaio com água limpa foram trabalhadas 15 vazões de ar. Resultando em um total de 50 ensaios.

5.2.2 – Determinação da velocidade de circulação

Para estimativa da velocidade de circulação no tubo de descida, foi utilizado NaCl como traçador em conjunto com um sistema de medição de condutividade elétrica da água.

Os dados de tensão de duas sondas imersas na água, ou de uma tensão de desbalanceamento de ponte proporcional à resistência, serão lidos a intervalos constantes por um sistema de aquisição de dados comandado por um software desenvolvido em linguagem Delphi-5 (GUARDIA FILHO, 2001).

É possível neste programa a aquisição de dados utilizando-se até 8 sondas simultaneamente. A leitura da tensão em função do tempo é realizada através de uma placa de aquisição ligada ao microcomputador. O programa permite que os dados sejam salvos na forma de planilhas eletrônicas, o que acabou tornando atraente sua utilização.

Na figura 31 é mostrada a forma como os dados são apresentados.



Figura 31 - Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador.

Pode ser observado que a curva para cada sonda apresenta picos que representam o instante em que a maior concentração da nuvem de traçador passa

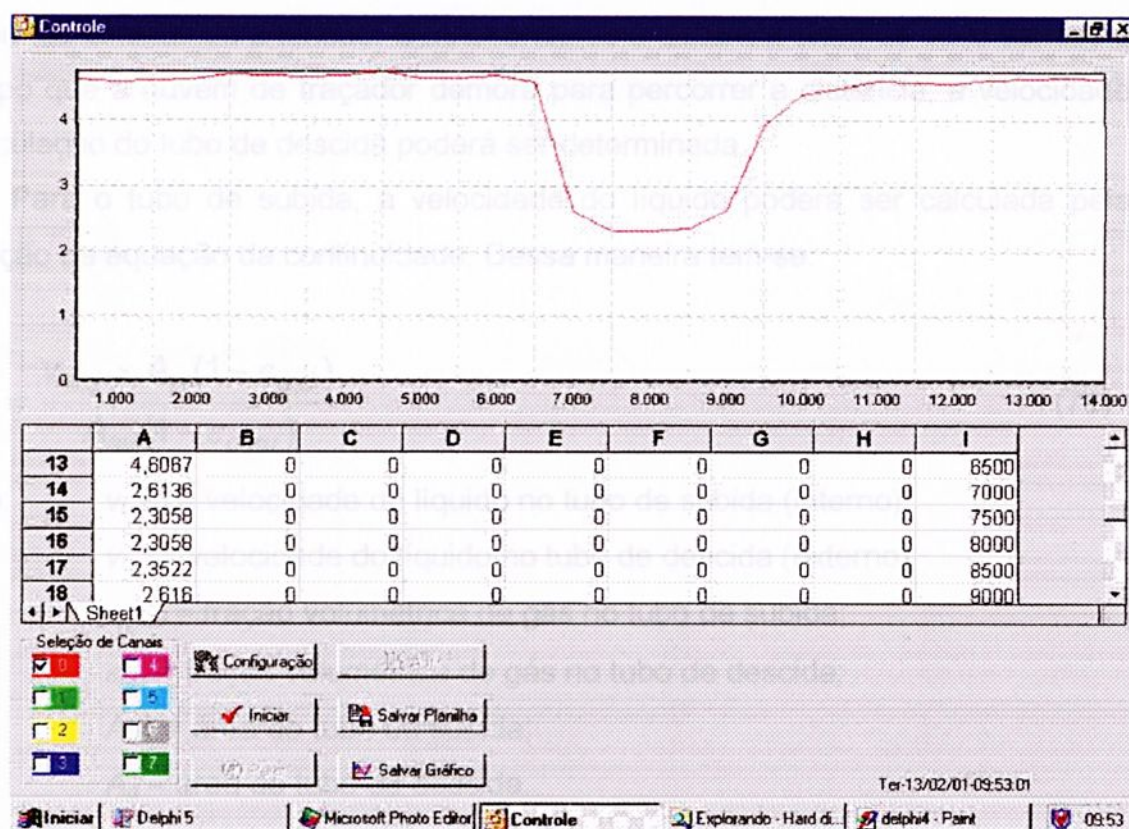


Figura 31: Ambiente de trabalho do programa de aquisição.

O resultado de um ensaio é semelhante ao mostrado na figura 32.

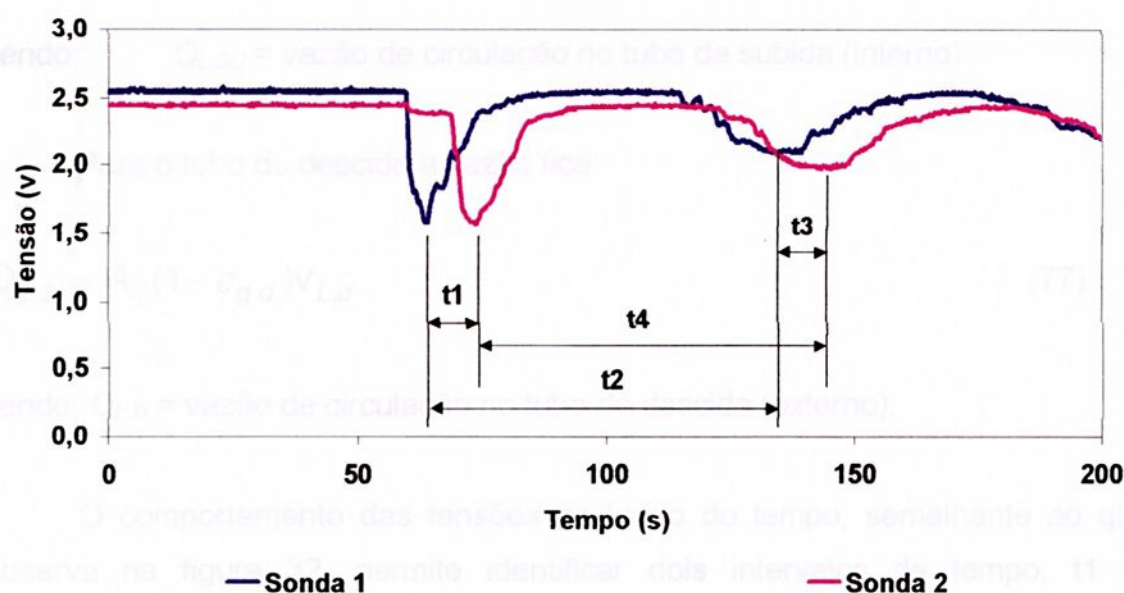


Figura 32 – Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador.

Pode ser observado que a curva para cada sonda apresenta picos que representam o instante em que a maior concentração da nuvem de traçador passa

pela sonda diminuindo a tensão. Conhecendo-se a distância entre as duas sondas e o tempo que a nuvem de traçador demora para percorrer a distância, a velocidade de circulação do tubo de descida poderá ser determinada.

Para o tubo de subida, a velocidade do líquido poderá ser calculada pela aplicação da equação da continuidade. Dessa maneira tem-se:

$$v_{L,su} = \frac{v_{L,d} \times A_d (1 - \varepsilon_{g,d})}{A_{su} (1 - \varepsilon_{g,su})} \quad (75)$$

sendo: $v_{L,su}$ = velocidade do líquido no tubo de subida (interno);
 $v_{L,d}$ = velocidade do líquido no tubo de descida (externo);
 $\varepsilon_{g,su}$ = fração volumétrica de gás no tubo de subida;
 $\varepsilon_{g,d}$ = fração volumétrica de gás no tubo de descida;
 A_{su} = área do tubo de subida;
 A_d = área do tubo de descida.

A vazão de circulação no tubo de subida pode ser calculada como sendo:

$$Q_{L,su} = A_{su} (1 - \varepsilon_{g,su}) v_{L,su} \quad (76)$$

sendo: $Q_{L,su}$ = vazão de circulação no tubo de subida (interno).

Para o tubo de descida a vazão fica:

$$Q_{L,d} = A_d (1 - \varepsilon_{g,d}) v_{L,d} \quad (77)$$

sendo: $Q_{L,d}$ = vazão de circulação no tubo de descida (externo).

O comportamento das tensões ao longo do tempo, semelhante ao que se observa na figura 32, permite identificar dois intervalos de tempo, t_1 e t_4 , representando o tempo necessário para que o traçador percorra um ciclo completo. Os tempos t_2 e t_3 representam o tempo necessário para o traçador percorrer a distância entre as duas sondas. Teoricamente deve-se ter: $t_1 = t_3$ e $t_2 = t_4$.

5.2.3 – Determinação da fração volumétrica de gás em meio trifásico

A fração volumétrica de gás no leito em meio trifásico será determinada por medição de pressão em diversos níveis, permitindo conhecer a fração média e sua variação em função da altura.

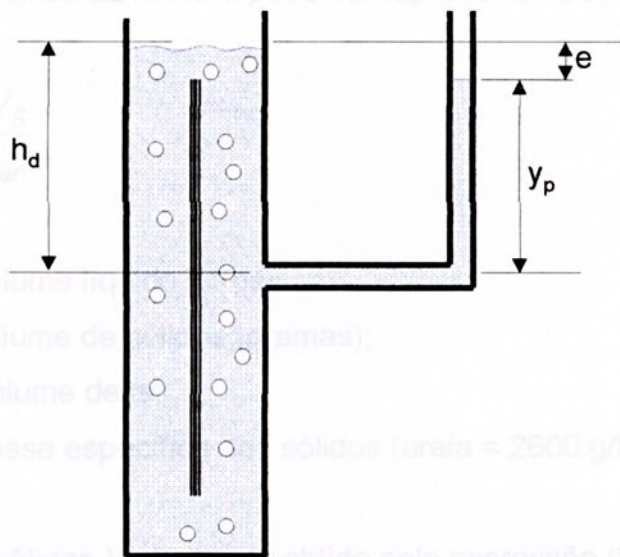


Figura 33 – Esquema para cálculo da retenção de gás.

Seja uma coluna de bolhas de altura h_d com ar em seu interior e y_p a altura da coluna no piezômetro, conforme o esquema apresentado na figura 33.

Pelo esquema acima podemos escrever:

$$\gamma_M \times h_d = \gamma_w \times y_p \quad (78)$$

sendo: γ_M = peso específico da mistura (ar, sólido e líquido);

γ_w = peso específico no piezômetro;

h_d = altura de dispersão (cm);

y_p = altura da coluna de água no piezômetro (cm).

Dividindo eq. (78) por g obtém-se

$$\rho_M \times h_d = \rho_w \times y_p \quad (79)$$

sendo: ρ_M = massa específica da mistura;

ρ_w = massa específica da água (1000 g/l).

A massa específica da mistura pode ser representada como sendo:

$$\rho_M = \frac{\rho_w V_w + \rho_S V_S}{V_w + V_S + V_{ar}} \quad (80)$$

sendo: V_w = volume líquido (litros);

V_S = volume de sólidos (gramas);

V_{ar} = volume de ar;

ρ_S = massa específica dos sólidos (areia = 2600 g/l).

O volume de sólidos V_S pode ser obtido pela expressão (81):

$$V_S = \frac{C_S \times V_w}{\rho_S} \quad (81)$$

sendo : C_S = concentração de sólidos (g/l).

Substituindo a equação (80) na (81) a massa específica da mistura pode ser agora escrita como:

$$\rho_M = \frac{(\rho_w + C_S)V_w}{V_w + \frac{C_S V_w}{\rho_S} + V_{ar}} \quad (82)$$

O índice de vazios do leito e a fração volumétrica de gás para um meio trifásico pode ser escrito como:

$$\eta = \frac{V_{ar}}{V_w + V_s} \quad (83)$$

sendo: η = índice de vazios.

$$\varepsilon_g = \frac{V_{ar}}{V_w + V_s + V_{ar}} \quad (84)$$

sendo: ε_g = fração volumétrica de gás.

Substituindo a equação (81) em (83), pode-se escrever o volume de gás (ar) como:

$$V_{ar} = \eta V_w \left(1 + \frac{C_s}{\rho_s} \right) \quad (85)$$

Levando a equação (85) na (82) a massa específica da mistura pode ser escrita novamente na forma:

$$\rho_M = \frac{\rho_w + C_s}{\left(1 + \frac{C_s}{\rho_s} \right) (1 + \eta)} \quad (86)$$

Substituindo a equação resultante (86) na equação (79) o índice de vazios passa a ser escrito como uma função da relação entre a altura da coluna aerada e a altura da coluna de água no piezômetro, da concentração de sólidos e da massa específica da fase sólida e líquida.

$$\eta = \frac{h_d}{y_p} \times \left(\frac{1 + \frac{C_s}{\rho_w}}{1 + \frac{C_s}{\rho_s}} \right) - 1 \quad (87)$$

Área (g)

— Linear

Figura 34: Curva de calibração da prova.

Da relação entre índice de vazios e a fração volumétrica de gás pode-se escrever esta fração na forma:

$$\varepsilon_g = \frac{1}{\frac{1}{\eta} + 1}$$

(88)

5.2.4 – Determinação da fração volumétrica de sólidos em meio trifásico

Para determinar a fração volumétrica de sólidos no tubo de subida e tubo de descida é necessário conhecer a concentração da fase sólida em cada região.

A concentração foi verificada para cada faixa de vazão utilizada nos ensaios. Para isso a coletava-se 1 litro de amostra em uma proveta e logo após deixava-se um tempo suficiente em repouso para garantir que todas as partículas sedimentassem. Uma curva de calibração foi obtida para a proveta de maneira que conhecendo o volume coletado e o volume de areia sedimentada era possível conhecer a concentração de areia no interior do reator. A curva de calibração pode ser observada na figura 34.

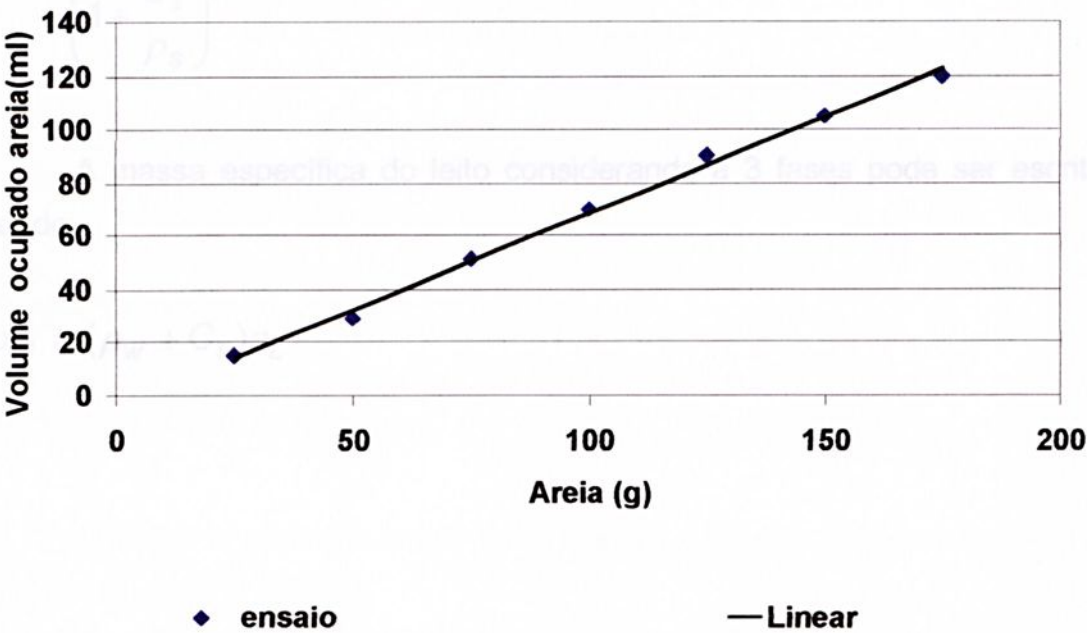


Figura 34: Curva de calibração da proveta.

Conhecendo a concentração de sólidos é possível determinar a fração volumétrica fazendo uma relação entre o volume de sólidos e volume total.

$$\varepsilon_S = \frac{V_S}{V_w + V_S + V_{ar}} = \frac{C_s V_w}{\rho_s V_{Total}} = \frac{C_s}{\rho_s} \varepsilon_L \quad (89)$$

sendo: ε_S = fração volumétrica de sólidos;

V_w = volume de água;

ε_L = fração volumétrica de líquido.

Podemos escrever a continuidade como sendo:

$$1 = \varepsilon_S + \varepsilon_L + \varepsilon_g \quad (90)$$

Tomando a equação (89) e substituindo na eq.(90) determina-se a fração volumétrica de água em função da concentração e massa específica da fase sólida e a fração volumétrica de ar. Desta maneira tem-se:

$$\varepsilon_L = \frac{(1 - \varepsilon_g)}{\left(1 + \frac{C_s}{\rho_s}\right)} \quad (91)$$

A massa específica do leito considerando a 3 fases pode ser escrita como sendo:

$$\rho_M = (\rho_w + C_s) \varepsilon_L \quad (92)$$

5.2.5 – Perda de carga localizada e distribuída em meio trifásico

As perdas de carga no reator foram determinadas a partir do balanço global de energia baseado na 1ª lei da termodinâmica. A partir das suposições de que o gás é ideal e o processo é isotérmico e levando em consideração a figura 35, o balanço global pode ser escrito como:

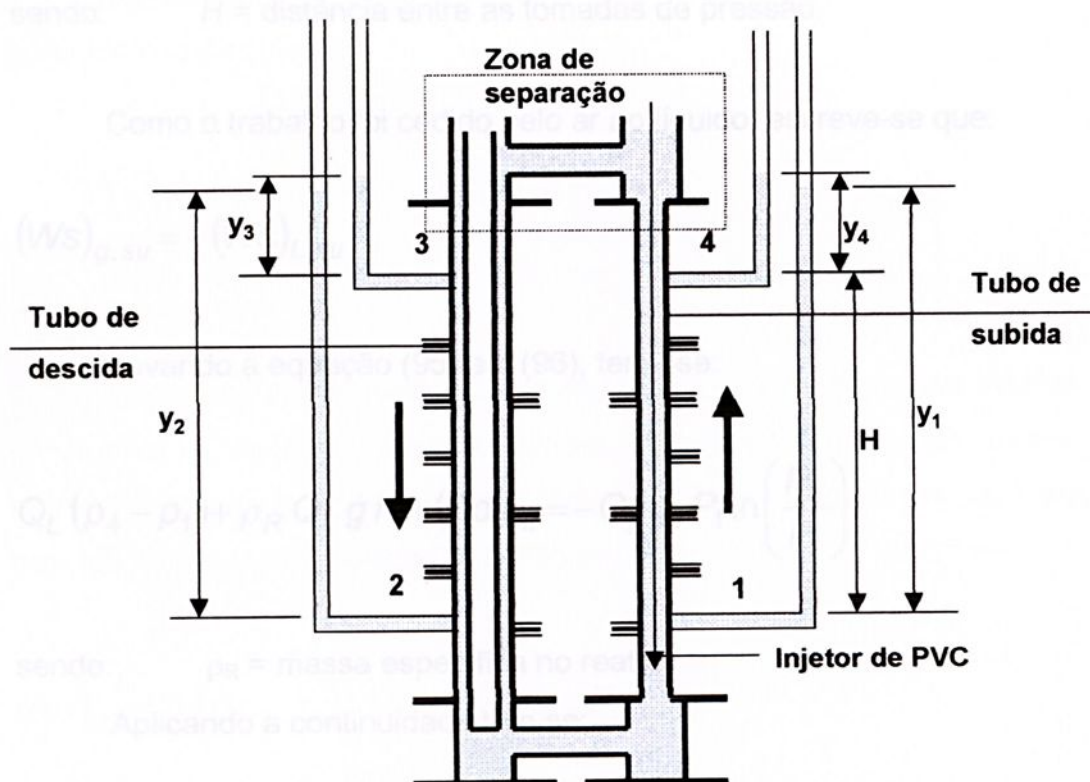


Figura 35: Esquema da bancada para o cálculo da perda de carga

$$\Delta(PQ) + \Delta Ep + \Delta Ed = Ws \quad (93)$$

Reversível: $Ws = \Delta E$ (94)

Real: $Ws - \Delta E = \text{perdas}$ (95)

O trabalho realizado pelas bolhas sobre o líquido pode ser representado da seguinte forma:

$$(Ws)_{g,su} = Q_{g,su} P_1 \ln \left(\frac{P_4}{P_1} \right) \quad (96)$$

O trabalho realizado pelo líquido no tubo de subida é igual:

$$Q_L (p_4 - p_1) + Q_L \rho_R g H + (Ed)_{su} = (Ws)_{L,su} \quad (97)$$

sendo: H = distância entre as tomadas de pressão.

Como o trabalho foi cedido pelo ar ao líquido, escreve-se que:

$$(Ws)_{g,su} = -(Ws)_{L,su} \quad (98)$$

Levando a equação (95) em (96), tem-se:

$$Q_L (p_4 - p_1) + \rho_R Q_L g H + (Ed)_{su} = -Q_{g,su} P_1 \ln \left(\frac{P_4}{P_1} \right) \quad (99)$$

sendo: ρ_R = massa específica no reator.

Aplicando a continuidade tem-se:

$$Q_{g,su} = Q_{ar} + Q_D \quad (100)$$

Numa primeira aproximação, foi considerado que $Q_{ar} = Q_{ar} + Q_D$. Entretanto foi observado no experimento que esta relação era exata apenas nos regimes I e II, mas não para o regime III. Portanto a energia dissipada no tubo de subida foi considerada a mínima. Realizando um reajuste dos termos da equação (99) a energia dissipada no tubo de subida pode ser representada como:

$$(Ed)_{su} = Q_L (p_4 - p_1) - \gamma_R Q_L H - Q_{ar} P_1 \ln \left(\frac{P_4}{P_1} \right) \quad (101)$$

A dissipação em termos de carga hidráulica em metros é obtida dividindo (101) por $\gamma_R Q_L$, portanto:

$$\Delta H_{su} = \frac{(Ed)_{su}}{\gamma_R Q_L} = \frac{p_1 - p_4}{\gamma_R} - H - \frac{Q_{ar} P_1}{\gamma_R Q_L} \ln \left(\frac{P_4}{P_1} \right) \quad (102)$$

Expressando a equação (102) com as leituras obtidas nos piezômetros, esta pode ser escrita como:

$$\Delta H_{su} = \frac{\rho}{\rho_R} (y_1 - y_4) - H - \frac{Q_{ar} \rho (y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma})}{Q_L \rho_R} \ln \left(\frac{\gamma y_4 + p_{atm}}{\gamma y_1 + p_{atm}} \right) \quad (103)$$

Os termos y_1 e y_2 representam as leituras no piezômetro na tomada 1 no tubo de subida e descida. Para a tomada próxima ao topo do reator, y_4 e y_3 correspondem as leituras no piezômetro no tubo de subida e descida. Para o tubo de descida, a energia dissipada foi definida assim:

$$(Ed)_d = Q_L (p_3 - p_4) + Q_L \gamma_R H - Q_D P_1 \ln \left(\frac{P_2}{P_3} \right) \quad (104)$$

Nos ensaios experimentais foi adotado $p_{atm}/\gamma = 9,9$ m e $\gamma = 9.800$ N/m³ (valor obtido no barômetro do laboratório de hidráulica Feis/Unesp).

Para a equação (104), surgiu a necessidade de determinar a vazão de ar (Q_D) no tubo de descida. A faixa em que o Q_D varia pode ser obtida do balanço de energia. O balanço inferior foi quando Q_D era igual a zero, ou seja, quando não houve recirculação de bolhas. Ao considerar que o ar recirculou houve a necessidade de verificar o quanto ele foi comprimido pelo líquido no seu trajeto pelo tubo de descida. Assim, como a energia para isso veio do líquido, ela foi maximizada quando a dissipação na fase líquida foi mínima, de forma que toda energia disponível foi usada para comprimir o ar.

A energia dissipada no tubo de descida é igual a soma de dois fatores:

$$(Ed)_d = (Ed)_{d,parede} + (Ed)_{L,d} \quad (105)$$

Portanto:

$$(Ed)_d = \frac{1}{2} \rho C_d A_d (1 - \varepsilon_{gd}) V_L^3 + (Ed)_{L,d} \quad (106)$$

Substituindo (104) em (102), tem-se:

$$(Ed)_{L,d} = Q_L (p_3 - p_2) + Q_L \gamma_R H - Q_D P_1 \ln \left(\frac{P_2}{P_3} \right) - \frac{1}{2} \rho C_d A_d (1 - \varepsilon_{gd}) V_L^3 \quad (107)$$

Para uma vazão máxima de ar no tubo de descida, foi considerado que $(Ed)_{L,d}$ era igual a zero e reajustando os termos da equação (107), tem-se:

$$Q_D = \frac{Q_L (p_2 - p_3) + Q_L \gamma_R H - \frac{1}{2} \rho C_d A_d (1 - \varepsilon_{gd}) V_L^3}{P_1 \ln \left(\frac{P_2}{P_3} \right)} \quad (108)$$

Dividindo e multiplicando a equação (108) por $\gamma_R Q_L$, resulta em:

$$Q_D = \frac{\frac{p_3 - p_2}{\gamma_R} + H - \frac{1}{2} \frac{\rho}{\rho_R g} C_d V_L^2}{\frac{P_4}{\gamma_R Q_L} \ln \left(\frac{P_2}{P_3} \right)} \quad (109)$$

Rescrevendo a equação em função da leitura no piezômetro e reajustando os termos, tem-se:

$$Q_D = \left(\frac{\frac{\rho(y_3 - y_2)}{\rho_R} + H - \frac{Cd}{2g} V_{L,D}^2 \frac{\rho}{\rho_R}}{\frac{\rho}{\rho_R} \left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{\gamma y_2 + p_{atm}}{\gamma y_3 + p_{atm}} \right)} \right) Q_L \quad (110)$$

Multiplicando o numerador e o denominador da expressão por $\frac{\rho_R}{\rho}$, tem-se:

$$Q_D = \left(\frac{y_3 - y_2 + \frac{\rho}{\rho_R} H - \frac{Cd}{2g} V_{L,D}^2}{\left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{\gamma y_2 + p_{atm}}{\gamma y_3 + p_{atm}} \right)} \right) Q_L \quad (111)$$

Considerando que a vazão máxima do gás no tubo de descida era igual à vazão real do gás no tubo de descida, acabou proporcionando a determinação da energia dissipada no tubo de descida. Adotando o mesmo procedimento para o tubo de subida, a dissipação em termos de carga hidráulica em metros pode ser escrita na forma:

$$\Delta H_d = \frac{\rho}{\rho_R} (y_3 - y_2) + H - \frac{Q_D}{Q_L} \frac{\rho}{\rho_R} \left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{\gamma y_2 + p_{atm}}{\gamma y_3 + p_{atm}} \right) \quad (112)$$

Para o topo do reator, segue a equação da energia dissipada:

$$(Ed)_t = Q_L (p_1 - p_3) - Q_{ar} P_1 \ln \left(\frac{p_{atm}}{P_4} \right) - Q_D P_1 \ln \left(\frac{P_3}{P_4} \right) \quad (113)$$

A dissipação em termos de carga hidráulica fica:

$$\Delta H_t = \frac{(Ed)_t}{\gamma_R Q_L} = \frac{(p_4 - p_3)}{\gamma_R} - \frac{Q_{ar}}{Q_L} \frac{P_1}{\gamma_R} \ln \left(\frac{p_{atm}}{P_4} \right) - \frac{Q_D}{Q_L} \frac{P_1}{\gamma_L} \ln \left(\frac{P_3}{P_4} \right) \quad (114)$$

Escrevendo em função das leituras obtidas no piezômetro a equação se torna:

$$\Delta H_t = \frac{\rho}{\rho_R} \left[(y_4 - y_3) - \frac{Q_{ar}}{Q_L} \left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{p_{atm}}{\gamma y_4 + p_{atm}} \right) \right] - \frac{Q_D}{Q_L} \left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{\gamma y_3 + p_{atm}}{\gamma y_4 + p_{atm}} \right) \quad (115)$$

Sendo que a massa específica do fluido para o topo do reator foi definida assim:

$$\rho_R = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_{su} + \varepsilon_d}{2} \right) \right] \rho \quad (116)$$

Para a base, a energia dissipada na base pode ser definida como:

$$(Ed)_b = Q_L (p_2 - p_1) - Q_L P_1 \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \quad (117)$$

Em termos de dissipação de carga hidráulica, tem-se:

$$\Delta H_b = \frac{(Ed)_b}{\gamma_R Q_L} = \frac{p_2 - p_1}{\gamma_R} - \frac{Q_D}{Q_L} \frac{P_1}{\gamma_R} \ln \left(\frac{p_1 + p_{atm}}{p_2 + p_{atm}} \right) \quad (118)$$

Adaptando para a metodologia da dissertação, tem-se:

$$\Delta H_b = y_2 - y_1 - \frac{Q_D}{Q_L} \left(y_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{\gamma y_1 + p_{atm}}{\gamma y_2 + p_{atm}} \right) \quad (119)$$

Para a energia dissipada na parede foi adotado, com base na bibliografia, que C_d era igual a 1, portanto o valor obtido da vazão de ar no tubo de descida foi aproximado.

As equações anteriores descrevem o cálculo das perdas localizadas e distribuídas nas diversas regiões do reator, a partir das leituras dos piezômetros.

5 - Resultados e discussões

Os resultados obtidos a partir das medições realizadas no reator de leito fixo, para as condições de operação estudadas, são apresentados a seguir. Os dados foram coletados para as vazões de ar de 0,1, 0,2, 0,3, 0,4, 0,5, 0,6, 0,7, 0,8, 0,9, 1,0, 1,1, 1,2, 1,3, 1,4, 1,5, 1,6, 1,7, 1,8, 1,9, 2,0, 2,1, 2,2, 2,3, 2,4, 2,5, 2,6, 2,7, 2,8, 2,9, 3,0, 3,1, 3,2, 3,3, 3,4, 3,5, 3,6, 3,7, 3,8, 3,9, 4,0, 4,1, 4,2, 4,3, 4,4, 4,5, 4,6, 4,7, 4,8, 4,9, 5,0, 5,1, 5,2, 5,3, 5,4, 5,5, 5,6, 5,7, 5,8, 5,9, 6,0, 6,1, 6,2, 6,3, 6,4, 6,5, 6,6, 6,7, 6,8, 6,9, 7,0, 7,1, 7,2, 7,3, 7,4, 7,5, 7,6, 7,7, 7,8, 7,9, 8,0, 8,1, 8,2, 8,3, 8,4, 8,5, 8,6, 8,7, 8,8, 8,9, 9,0, 9,1, 9,2, 9,3, 9,4, 9,5, 9,6, 9,7, 9,8, 9,9, 10,0, 10,1, 10,2, 10,3, 10,4, 10,5, 10,6, 10,7, 10,8, 10,9, 11,0, 11,1, 11,2, 11,3, 11,4, 11,5, 11,6, 11,7, 11,8, 11,9, 12,0, 12,1, 12,2, 12,3, 12,4, 12,5, 12,6, 12,7, 12,8, 12,9, 13,0, 13,1, 13,2, 13,3, 13,4, 13,5, 13,6, 13,7, 13,8, 13,9, 14,0, 14,1, 14,2, 14,3, 14,4, 14,5, 14,6, 14,7, 14,8, 14,9, 15,0, 15,1, 15,2, 15,3, 15,4, 15,5, 15,6, 15,7, 15,8, 15,9, 16,0, 16,1, 16,2, 16,3, 16,4, 16,5, 16,6, 16,7, 16,8, 16,9, 17,0, 17,1, 17,2, 17,3, 17,4, 17,5, 17,6, 17,7, 17,8, 17,9, 18,0, 18,1, 18,2, 18,3, 18,4, 18,5, 18,6, 18,7, 18,8, 18,9, 19,0, 19,1, 19,2, 19,3, 19,4, 19,5, 19,6, 19,7, 19,8, 19,9, 20,0, 20,1, 20,2, 20,3, 20,4, 20,5, 20,6, 20,7, 20,8, 20,9, 21,0, 21,1, 21,2, 21,3, 21,4, 21,5, 21,6, 21,7, 21,8, 21,9, 22,0, 22,1, 22,2, 22,3, 22,4, 22,5, 22,6, 22,7, 22,8, 22,9, 23,0, 23,1, 23,2, 23,3, 23,4, 23,5, 23,6, 23,7, 23,8, 23,9, 24,0, 24,1, 24,2, 24,3, 24,4, 24,5, 24,6, 24,7, 24,8, 24,9, 25,0, 25,1, 25,2, 25,3, 25,4, 25,5, 25,6, 25,7, 25,8, 25,9, 26,0, 26,1, 26,2, 26,3, 26,4, 26,5, 26,6, 26,7, 26,8, 26,9, 27,0, 27,1, 27,2, 27,3, 27,4, 27,5, 27,6, 27,7, 27,8, 27,9, 28,0, 28,1, 28,2, 28,3, 28,4, 28,5, 28,6, 28,7, 28,8, 28,9, 29,0, 29,1, 29,2, 29,3, 29,4, 29,5, 29,6, 29,7, 29,8, 29,9, 30,0, 30,1, 30,2, 30,3, 30,4, 30,5, 30,6, 30,7, 30,8, 30,9, 31,0, 31,1, 31,2, 31,3, 31,4, 31,5, 31,6, 31,7, 31,8, 31,9, 32,0, 32,1, 32,2, 32,3, 32,4, 32,5, 32,6, 32,7, 32,8, 32,9, 33,0, 33,1, 33,2, 33,3, 33,4, 33,5, 33,6, 33,7, 33,8, 33,9, 34,0, 34,1, 34,2, 34,3, 34,4, 34,5, 34,6, 34,7, 34,8, 34,9, 35,0, 35,1, 35,2, 35,3, 35,4, 35,5, 35,6, 35,7, 35,8, 35,9, 36,0, 36,1, 36,2, 36,3, 36,4, 36,5, 36,6, 36,7, 36,8, 36,9, 37,0, 37,1, 37,2, 37,3, 37,4, 37,5, 37,6, 37,7, 37,8, 37,9, 38,0, 38,1, 38,2, 38,3, 38,4, 38,5, 38,6, 38,7, 38,8, 38,9, 39,0, 39,1, 39,2, 39,3, 39,4, 39,5, 39,6, 39,7, 39,8, 39,9, 40,0, 40,1, 40,2, 40,3, 40,4, 40,5, 40,6, 40,7, 40,8, 40,9, 41,0, 41,1, 41,2, 41,3, 41,4, 41,5, 41,6, 41,7, 41,8, 41,9, 42,0, 42,1, 42,2, 42,3, 42,4, 42,5, 42,6, 42,7, 42,8, 42,9, 43,0, 43,1, 43,2, 43,3, 43,4, 43,5, 43,6, 43,7, 43,8, 43,9, 44,0, 44,1, 44,2, 44,3, 44,4, 44,5, 44,6, 44,7, 44,8, 44,9, 45,0, 45,1, 45,2, 45,3, 45,4, 45,5, 45,6, 45,7, 45,8, 45,9, 46,0, 46,1, 46,2, 46,3, 46,4, 46,5, 46,6, 46,7, 46,8, 46,9, 47,0, 47,1, 47,2, 47,3, 47,4, 47,5, 47,6, 47,7, 47,8, 47,9, 48,0, 48,1, 48,2, 48,3, 48,4, 48,5, 48,6, 48,7, 48,8, 48,9, 49,0, 49,1, 49,2, 49,3, 49,4, 49,5, 49,6, 49,7, 49,8, 49,9, 50,0, 50,1, 50,2, 50,3, 50,4, 50,5, 50,6, 50,7, 50,8, 50,9, 51,0, 51,1, 51,2, 51,3, 51,4, 51,5, 51,6, 51,7, 51,8, 51,9, 52,0, 52,1, 52,2, 52,3, 52,4, 52,5, 52,6, 52,7, 52,8, 52,9, 53,0, 53,1, 53,2, 53,3, 53,4, 53,5, 53,6, 53,7, 53,8, 53,9, 54,0, 54,1, 54,2, 54,3, 54,4, 54,5, 54,6, 54,7, 54,8, 54,9, 55,0, 55,1, 55,2, 55,3, 55,4, 55,5, 55,6, 55,7, 55,8, 55,9, 56,0, 56,1, 56,2, 56,3, 56,4, 56,5, 56,6, 56,7, 56,8, 56,9, 57,0, 57,1, 57,2, 57,3, 57,4, 57,5, 57,6, 57,7, 57,8, 57,9, 58,0, 58,1, 58,2, 58,3, 58,4, 58,5, 58,6, 58,7, 58,8, 58,9, 59,0, 59,1, 59,2, 59,3, 59,4, 59,5, 59,6, 59,7, 59,8, 59,9, 60,0, 60,1, 60,2, 60,3, 60,4, 60,5, 60,6, 60,7, 60,8, 60,9, 61,0, 61,1, 61,2, 61,3, 61,4, 61,5, 61,6, 61,7, 61,8, 61,9, 62,0, 62,1, 62,2, 62,3, 62,4, 62,5, 62,6, 62,7, 62,8, 62,9, 63,0, 63,1, 63,2, 63,3, 63,4, 63,5, 63,6, 63,7, 63,8, 63,9, 64,0, 64,1, 64,2, 64,3, 64,4, 64,5, 64,6, 64,7, 64,8, 64,9, 65,0, 65,1, 65,2, 65,3, 65,4, 65,5, 65,6, 65,7, 65,8, 65,9, 66,0, 66,1, 66,2, 66,3, 66,4, 66,5, 66,6, 66,7, 66,8, 66,9, 67,0, 67,1, 67,2, 67,3, 67,4, 67,5, 67,6, 67,7, 67,8, 67,9, 68,0, 68,1, 68,2, 68,3, 68,4, 68,5, 68,6, 68,7, 68,8, 68,9, 69,0, 69,1, 69,2, 69,3, 69,4, 69,5, 69,6, 69,7, 69,8, 69,9, 70,0, 70,1, 70,2, 70,3, 70,4, 70,5, 70,6, 70,7, 70,8, 70,9, 71,0, 71,1, 71,2, 71,3, 71,4, 71,5, 71,6, 71,7, 71,8, 71,9, 72,0, 72,1, 72,2, 72,3, 72,4, 72,5, 72,6, 72,7, 72,8, 72,9, 73,0, 73,1, 73,2, 73,3, 73,4, 73,5, 73,6, 73,7, 73,8, 73,9, 74,0, 74,1, 74,2, 74,3, 74,4, 74,5, 74,6, 74,7, 74,8, 74,9, 75,0, 75,1, 75,2, 75,3, 75,4, 75,5, 75,6, 75,7, 75,8, 75,9, 76,0, 76,1, 76,2, 76,3, 76,4, 76,5, 76,6, 76,7, 76,8, 76,9, 77,0, 77,1, 77,2, 77,3, 77,4, 77,5, 77,6, 77,7, 77,8, 77,9, 78,0, 78,1, 78,2, 78,3, 78,4, 78,5, 78,6, 78,7, 78,8, 78,9, 79,0, 79,1, 79,2, 79,3, 79,4, 79,5, 79,6, 79,7, 79,8, 79,9, 80,0, 80,1, 80,2, 80,3, 80,4, 80,5, 80,6, 80,7, 80,8, 80,9, 81,0, 81,1, 81,2, 81,3, 81,4, 81,5, 81,6, 81,7, 81,8, 81,9, 82,0, 82,1, 82,2, 82,3, 82,4, 82,5, 82,6, 82,7, 82,8, 82,9, 83,0, 83,1, 83,2, 83,3, 83,4, 83,5, 83,6, 83,7, 83,8, 83,9, 84,0, 84,1, 84,2, 84,3, 84,4, 84,5, 84,6, 84,7, 84,8, 84,9, 85,0, 85,1, 85,2, 85,3, 85,4, 85,5, 85,6, 85,7, 85,8, 85,9, 86,0, 86,1, 86,2, 86,3, 86,4, 86,5, 86,6, 86,7, 86,8, 86,9, 87,0, 87,1, 87,2, 87,3, 87,4, 87,5, 87,6, 87,7, 87,8, 87,9, 88,0, 88,1, 88,2, 88,3, 88,4, 88,5, 88,6, 88,7, 88,8, 88,9, 89,0, 89,1, 89,2, 89,3, 89,4, 89,5, 89,6, 89,7, 89,8, 89,9, 90,0, 90,1, 90,2, 90,3, 90,4, 90,5, 90,6, 90,7, 90,8, 90,9, 91,0, 91,1, 91,2, 91,3, 91,4, 91,5, 91,6, 91,7, 91,8, 91,9, 92,0, 92,1, 92,2, 92,3, 92,4, 92,5, 92,6, 92,7, 92,8, 92,9, 93,0, 93,1, 93,2, 93,3, 93,4, 93,5, 93,6, 93,7, 93,8, 93,9, 94,0, 94,1, 94,2, 94,3, 94,4, 94,5, 94,6, 94,7, 94,8, 94,9, 95,0, 95,1, 95,2, 95,3, 95,4, 95,5, 95,6, 95,7, 95,8, 95,9, 96,0, 96,1, 96,2, 96,3, 96,4, 96,5, 96,6, 96,7, 96,8, 96,9, 97,0, 97,1, 97,2, 97,3, 97,4, 97,5, 97,6, 97,7, 97,8, 97,9, 98,0, 98,1, 98,2, 98,3, 98,4, 98,5, 98,6, 98,7, 98,8, 98,9, 99,0, 99,1, 99,2, 99,3, 99,4, 99,5, 99,6, 99,7, 99,8, 99,9, 100,0, 100,1, 100,2, 100,3, 100,4, 100,5, 100,6, 100,7, 100,8, 100,9, 101,0, 101,1, 101,2, 101,3, 101,4, 101,5, 101,6, 101,7, 101,8, 101,9, 102,0, 102,1, 102,2, 102,3, 102,4, 102,5, 102,6, 102,7, 102,8, 102,9, 103,0, 103,1, 103,2, 103,3, 103,4, 103,5, 103,6, 103,7, 103,8, 103,9, 104,0, 104,1, 104,2, 104,3, 104,4, 104,5, 104,6, 104,7, 104,8, 104,9, 105,0, 105,1, 105,2, 105,3, 105,4, 105,5, 105,6, 105,7, 105,8, 105,9, 106,0, 106,1, 106,2, 106,3, 106,4, 106,5, 106,6, 106,7, 106,8, 106,9, 107,0, 107,1, 107,2, 107,3, 107,4, 107,5, 107,6, 107,7, 107,8, 107,9, 108,0, 108,1, 108,2, 108,3, 108,4, 108,5, 108,6, 108,7, 108,8, 108,9, 109,0, 109,1, 109,2, 109,3, 109,4, 109,5, 109,6, 109,7, 109,8, 109,9, 110,0, 110,1, 110,2, 110,3, 110,4, 110,5, 110,6, 110,7, 110,8, 110,9, 111,0, 111,1, 111,2, 111,3, 111,4, 111,5, 111,6, 111,7, 111,8, 111,9, 112,0, 112,1, 112,2, 112,3, 112,4, 112,5, 112,6, 112,7, 112,8, 112,9, 113,0, 113,1, 113,2, 113,3, 113,4, 113,5, 113,6, 113,7, 113,8, 113,9, 114,0, 114,1, 114,2, 114,3, 114,4, 114,5, 114,6, 114,7, 114,8, 114,9, 115,0, 115,1, 115,2, 115,3, 115,4, 115,5, 115,6, 115,7, 115,8, 115,9, 116,0, 116,1, 116,2, 116,3, 116,4, 116,5, 116,6, 116,7, 116,8, 116,9, 117,0, 117,1, 117,2, 117,3, 117,4, 117,5, 117,6, 117,7, 117,8, 117,9, 118,0, 118,1, 118,2, 118,3, 118,4, 118,5, 118,6, 118,7, 118,8, 118,9, 119,0, 119,1, 119,2, 119,3, 119,4, 119,5, 119,6, 119,7, 119,8, 119,9, 120,0, 120,1, 120,2, 120,3, 120,4, 120,5, 120,6, 120,7, 120,8, 120,9, 121,0, 121,1, 121,2, 121,3, 121,4, 121,5, 121,6, 121,7, 121,8, 121,9, 122,0, 122,1, 122,2, 122,3, 122,4, 122,5, 122,6, 122,7, 122,8, 122,9, 123,0, 123,1, 123,2, 123,3, 123,4, 123,5, 123,6, 123,7, 123,8, 123,9, 124,0, 124,1, 124,2, 124,3, 124,4, 124,5, 124,6, 124,7, 124,8, 124,9, 125,0, 125,1, 125,2, 125,3, 125,4, 125,5, 125,6, 125,7, 125,8, 125,9, 126,0, 126,1, 126,2, 126,3, 126,4, 126,5, 126,6, 126,7, 126,8, 126,9, 127,0, 127,1, 127,2, 127,3, 127,4, 127,5, 127,6, 127,7, 127,8, 127,9, 128,0, 128,1, 128,2, 128,3, 128,4, 128,5, 128,6, 128,7, 128,8, 128,9, 129,0, 129,1, 129,2, 129,3, 129,4, 129,5, 129,6, 129,7, 129,8, 129,9, 130,0, 130,1, 130,2, 130,3, 130,4, 130,5, 130,6, 130,7, 130,8, 130,9, 131,0, 131,1, 131,2, 131,3, 131,4, 131,5, 131,6, 131,7, 131,8, 131,9, 132,0, 132,1, 132,2, 132,3, 132,4, 132,5, 132,6, 132,7, 132,8, 132,9, 133,0, 133,1, 133,2, 133,3, 133,4, 133,5, 133,6, 133,7, 133,8, 133,9, 134,0, 134,1, 134,2, 134,3, 134,4, 134,5, 134,6, 134,7, 134,8, 134,9, 135,0, 135,1, 135,2, 135,3, 135,4, 135,5, 135,6, 135,7, 135,8, 135,9, 136,0, 136,1, 136,2, 136,3, 136,4, 136,5, 136,6, 136,7, 136,8, 136,9, 137,0, 137,1, 137,2, 137,3, 137,4, 137,5, 137,6, 137,7, 137,8, 137,9, 138,0, 138,1, 138,2, 138,3, 138,4, 138,5, 138,6, 138,7, 138,8, 138,9, 139,0, 139,1, 139,2, 139,3, 139,4, 139,5, 139,6, 139,7, 139,8, 139,9, 140,0, 140,1, 140,2, 140,3, 140,4, 140,5, 140,6, 140,7, 140,8, 140,9, 141,0, 141,1, 141,2, 141,3, 141,4, 141,5, 141,6, 141,7, 141,8, 141,9, 142,0, 142,1, 142,2, 142,3, 142,4, 142,5, 142,6, 142,7, 142,8, 142,9, 143,0, 143,1, 143,2, 143,3, 143,4, 143,5, 143,6, 143,7, 143,8, 143,9, 144,0, 144,1, 144,2, 144,3, 144,4, 144,5, 144,6, 144,7, 144,8, 144,9, 145,0, 145,1, 145,2, 145,3, 145,4, 145,5, 145,6, 145,7, 145,8, 145,9, 146,0, 146,1, 146,2, 146,3, 146,4, 146,5, 146,6, 146,7, 146,8, 146,9, 147,0, 147,1, 147,2, 147,3, 147,4, 147,5, 147,6, 147,7, 147,8, 147,9, 148,0, 148,1, 148,2, 148,3, 148,4, 148,5, 148,6, 148,7, 148,8, 148,9, 149,0, 149,1, 149,2, 149,3, 149,4, 149,5, 149,6, 149,7, 149,8, 149,9, 150,0, 150,1, 150,2, 150,3, 150,4, 150,5, 150,6, 150,7, 150,8, 150,9, 151,0, 151,1, 151,2, 151,3, 151,4, 151,5, 151,6, 151,7, 151,8, 151,9, 152,0, 152,1, 152,2, 152,3, 152,4, 152,5, 152,6, 152,7, 152,8, 152,9, 153,0, 153,1, 153,2, 153,3, 153,4, 153,5, 153,6, 153,7, 153,8, 153,9, 154,0, 154,1, 154,2, 154,3, 154,4, 154,5, 154,6, 154,7, 154,8, 154,9, 155,0, 155,1, 155,2, 155,3, 155,4, 155,5, 155,6, 155,7, 155,8, 155,9, 156,0, 156,1, 156,2, 156,3, 156,4, 156,5, 156,6, 156,7, 156,8, 156,9, 157,0, 157,1, 157,2, 157,3, 157,4, 157,5, 157,6, 157,7, 157,8, 157,9, 158,0, 158,1, 158,2, 158,3, 158,4, 158,5, 158,6, 158,7, 158,8, 158,9, 159,0, 159,1, 159,2, 159,3, 159,4, 159,5, 159,6, 159,7, 159,8, 159,9, 160,0, 160,1, 160,2, 160,3, 160,4, 160,5, 160,6, 160,7, 160,8, 160,9, 161,0, 161,1, 161,2, 161,3, 161,4, 161,5, 161,6, 161,7, 161,8, 161,9, 162,0, 162,1, 162,2, 162,3, 162,4, 162,5, 162,6, 162,7, 162,8, 162,9, 163,0, 163,1, 163,2, 163,3, 163,4, 163,5, 163,6, 163,7, 163,8, 163,9, 164,0, 164,1, 164,2, 164,3, 164,4, 164,5, 164,6, 164,7, 164,8, 164,9, 165,0, 165,1, 165,2, 165,3, 165,4, 165,5, 165,6, 165,7, 165,8, 165,9, 166,0, 166,1, 166,2, 166,3, 166,4, 166,5, 166,6, 166,7, 166,8, 166,9, 167,0, 167,1, 167,2, 167,3, 167,4, 167,5, 167,6, 167,7, 167,8, 167,9, 168,0, 168,1, 168,2, 168,3, 168,4, 168,5, 168,6, 168,7, 168,8, 168,9, 169,0, 169,1, 169,2, 169,3, 169,4, 169,5, 169,6, 169,7, 169,8, 169,9, 170,0, 170,1, 170,2, 170,3, 170,4, 170,5, 170,6, 170,7, 170,8, 170,9, 171,0, 171,1, 171,2, 171,3, 171,4, 171,5, 171,6, 171,7, 171,8, 171,9, 172,0, 172,1, 172,2, 172,3, 172,4, 172,5, 172,6, 172,7, 172,8, 172,9, 173,0, 173,1, 173,2, 173,3, 173,4, 173,5, 173,6, 173,7, 173,8, 173,9, 174,0, 174,1, 174,2, 174,3, 174,4, 174,5, 174,6, 174,7, 174,8, 174,9, 175,0, 175,1, 175,2, 175,3, 175,4, 175,5, 175,6, 175,7, 175,8, 175,9, 176,0, 176,1, 176,2, 176,3, 176,4, 176,5, 176,6, 176,7, 176,8, 176,9, 177,0, 177,1, 177,2, 177,3, 177,4, 177,5, 177,6, 177,7, 177,8, 177,9, 178,0, 178,1, 178,2, 178,3, 178,4, 178,5, 178,6, 178,7, 178,8, 178,9, 179,0, 179,1, 179,2, 179,3, 179,4, 179,5, 179,6, 179,7, 179,8, 179,9, 180,0, 180,1, 180,2, 180,3, 180,4, 180,5, 180,6, 180,7, 180,8, 180,9, 181,0, 181,1, 181,2, 181,3, 181,4, 181,5, 181,6, 181,7, 181,8, 181,9, 182,0, 182,1, 182,2, 182,3, 182,4, 182,5, 182,6, 182,7, 182,8, 182,9, 183,0, 183,1, 183,2, 183,3, 183,4, 183,5, 183,6, 183,7, 183,8, 183,9, 184,0, 184,1, 184,2, 184,3, 184,4, 184,5, 184,6, 184,7, 184,8, 184,9, 185,0, 185,1, 185,2, 185,3, 185,4, 185,5, 185,6, 185,7, 185,8, 185,9, 186,0, 186,1, 186,2, 186,3, 186,4, 186,5,

6 – Resultados e discussões

Neste item serão apresentados os resultados do efeito da adição de sólidos no comportamento das expansões e das velocidades de circulação, levando em conta duas relações entre área do tubo de subida e descida. Entretanto, será de grande pertinência, antes da apresentação dos resultados, um breve comentário sobre o comportamento dinâmico do reator, incluindo o regime de circulação de gás e variação das pressões em ensaios com água limpa.

Como exposto no item 5.1.1, o diâmetro externo do tubo de descida permaneceu o mesmo e apenas foi alterado o diâmetro interno do mesmo em função do diâmetro do tubo de subida. Para maior comodidade será adotado como referência as duas relações como sendo (200-150) e (200-100) quando o diâmetro interno do tubo de descida e do de subida for 150 mm e 100 mm respectivamente.

6.1 – Comportamento dinâmico

6.1.1 – Comportamento das pressões

Para verificar o comportamento das pressões em função da vazão de ar foram consideradas as leituras obtidas nos piezômetros nas tomadas 1 e 5 para ambas as configurações dos reatores. Como o comportamento foi semelhante para o reator (200-100), apenas será apresentado o resultado para o reator (200-150) operando com água limpa. Os outros resultados para os ensaios com areia poderão

ser vistos no anexo 1e 2 para os dois reatores. O gráfico da figura 36 apresenta o comportamento das pressões em termos de carga hidráulica na tomada 1 do reator (200-150), para o tubo de subida e descida.

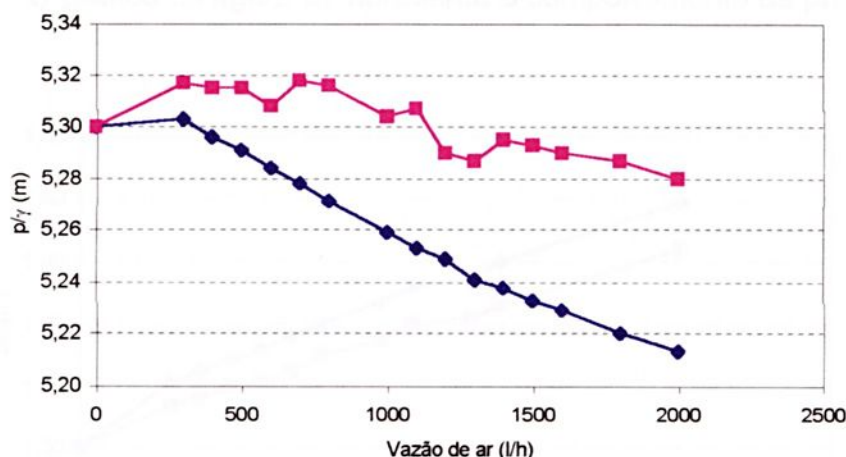


Figura 36: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida. (200-150) – água limpa.

A figura 36 mostra que o tubo de descida apresenta em sua base uma carga hidráulica maior que o tubo de subida, o que provoca o movimento de circulação do líquido. Pode-se notar ainda que as cargas nos dois tubos diminuem com o aumento da vazão. No tubo de descida esse efeito pode ser creditado facilmente ao crescimento das perdas de carga com o aumento da velocidade de circulação. Já no tubo de subida, o aumento da fração de ar na coluna diminui a quantidade de líquido entre a tomada e a superfície fazendo reduzir a coluna de água equivalente. Esta informação indica que existe, durante a operação, uma transferência de volume do tubo de subida para o de descida. Esse efeito atua em contraposição, e supera o aumento das perdas de carga com a vazão, que tenderia a aumentar a pressão na base do tubo de subida.

A figura 36 mostra ainda que a diferença entre a carga hidráulica no tubo de subida e descida tende a aumentar com o aumento da vazão de ar. Nota-se também que no início da fluidização do meio ocorre um aumento da carga tanto no tubo de subida como de descida. No tubo de descida este aumento significa que parte da água que estava no tubo de subida foi deslocada para o tubo de descida no início do movimento. Com relação ao tubo de subida o pequeno aumento que se observa

pode ser devido a erro de leitura ou ao seguinte fenômeno: como o injetor se localiza abaixo da tomada 1 parte da água que na condição estática estava entre o injetor e a tomada 1 foi deslocada, pelo volume de ar injetado, para cima da tomada causando o pequeno aumento da pressão.

O gráfico da figura 37 apresenta o comportamento da pressão na tomada 5

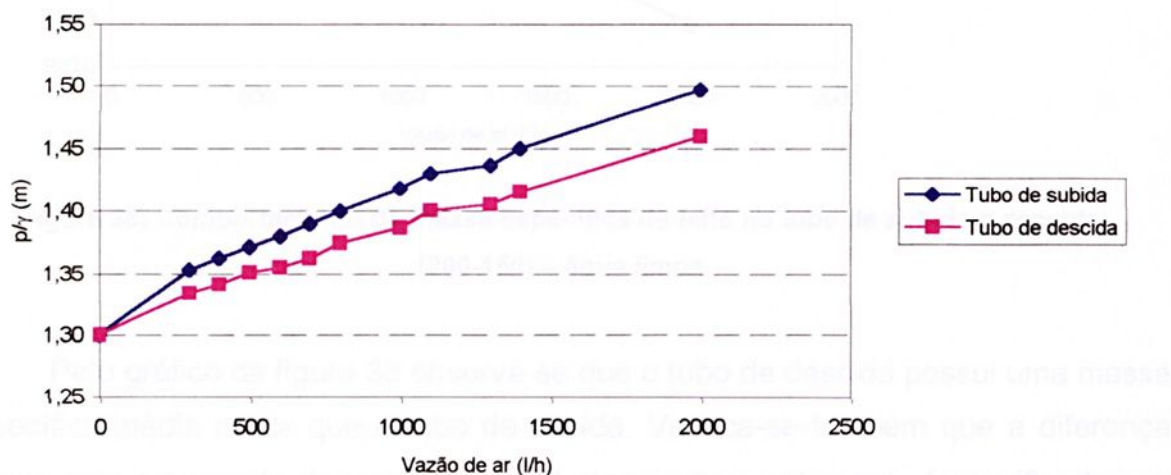


Figura 37: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida.
(200-150) – água limpa.

Na figura 37 verifica-se que na tomada 5 a carga é maior no tubo de subida. Como no topo o sentido do movimento deve ser do tubo de subida para o de descida o comportamento das pressões não poderia ser outro.

Observa-se ainda que a diferença entre as pressões no tubo de subida e descida na tomada 5 cresce com o aumento da vazão de ar. Entretanto em comparação com a tomada 1, que fica localizada mais próxima da base, esta diferença é menos acentuada.

6.1.2 – Comportamento da massa específica do leito

São apresentados na figura 38 os valores da massa específica do leito no tubo de subida e descida em função da vazão de ar, obtidos nos ensaios com água limpa no reator (200-150), para ilustrar o comportamento geral observado quanto a este parâmetro.

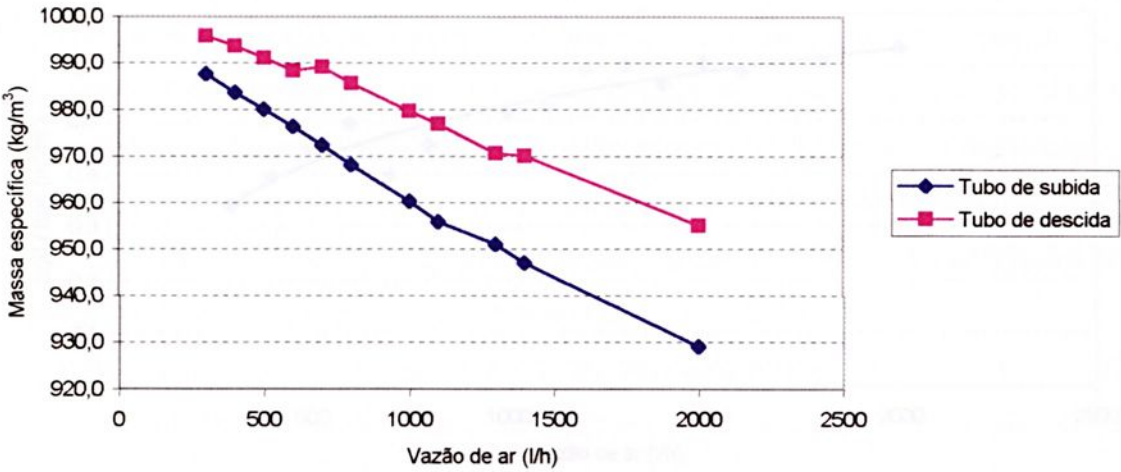


Figura 38: Comportamento da massa específica do leite no tubo de subida e descida. (200-150) – água limpa.

Pelo gráfico da figura 38 observa-se que o tubo de descida possui uma massa específica média maior que o tubo de subida. Verifica-se também que a diferença cresce com o aumento da vazão de ar. O mesmo comportamento foi verificado nos ensaios com água para o reator (200-100). Os resultados podem ser observados no anexo 2.

6.1.3 – Regime de circulação de bolhas

O regime de circulação de bolhas pode se identificado, conforme Van Benthum et al. (1999), pela razão entre as frações volumétricas de gás no tubo de descida e subida. Com base nessa afirmação e a partir dos dados obtidos de fração volumétrica para duas configurações dos reatores, que se encontram nos anexos 1 e 2, foram construídos os gráficos das figuras 39 e 40.

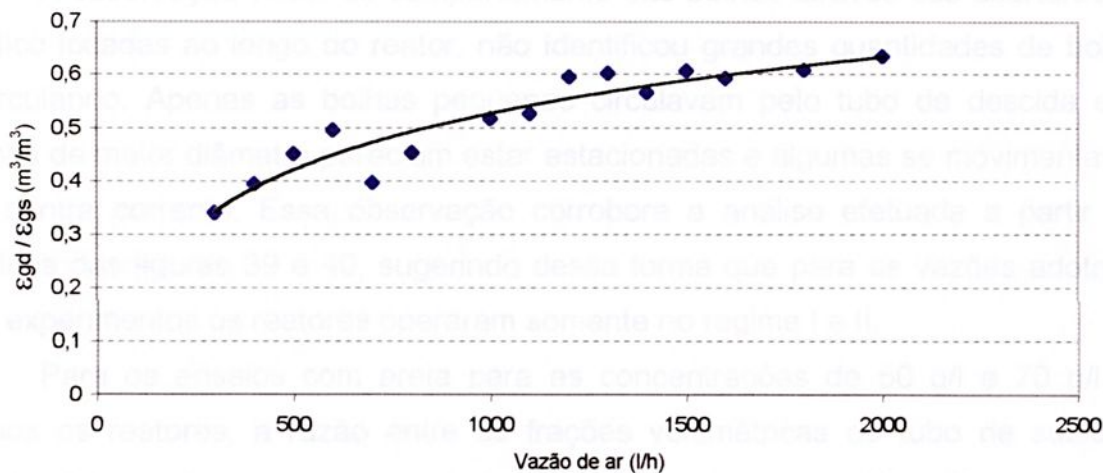


Figura 39: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida. (200-150).

Pode-se observar na figura 39 que há um crescimento da razão com o aumento da vazão de ar. Segundo o que foi proposto por Van Benthum et al (1999) este comportamento caracteriza um reator operando nos regimes I e II. Se o regime III tivesse ocorrido seria observado um ponto de máximo a partir do qual a razão decresceria com o aumento da vazão de gás.

O mesmo comportamento, caracterizando regimes I e II de circulação, pode ser observado no gráfico da figura 40 para o reator (200-100).

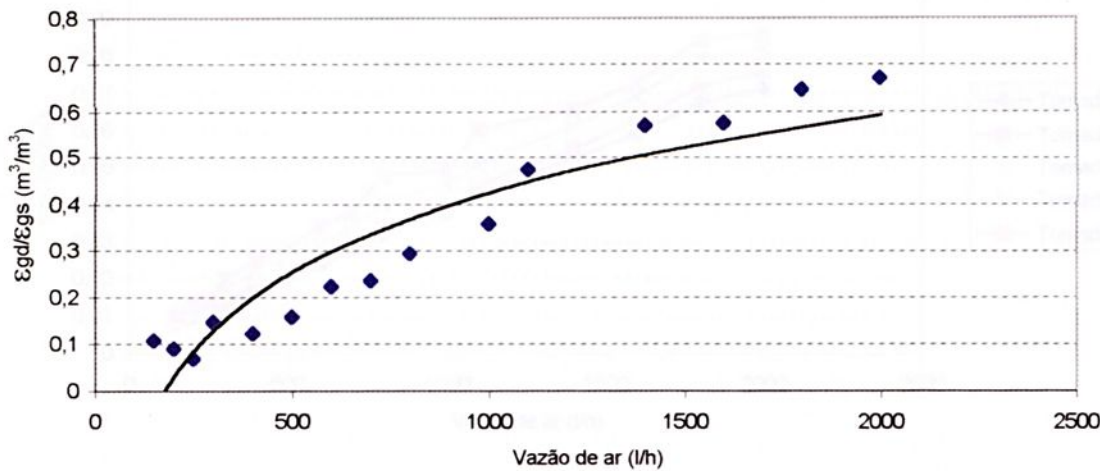


Figura 40: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida. (200-100) – água limpa.

A observação visual do comportamento das bolhas através das aberturas em acrílico locadas ao longo do reator, não identificou grandes quantidades de bolhas recirculando. Apenas as bolhas pequenas circulavam pelo tubo de descida e as bolhas de maior diâmetro pareciam estar estacionadas e algumas se movimentavam em contra corrente. Essa observação corrobora a análise efetuada a partir dos gráficos das figuras 39 e 40, sugerindo dessa forma que para as vazões adotadas nos experimentos os reatores operaram somente no regime I e II.

Para os ensaios com areia para as concentrações de 50 g/l e 70 g/l em ambos os reatores, a razão entre as frações volumétricas do tubo de subida e descida foi semelhante ao apresentado nos gráficos das figuras 39 e 40.

Figura 42: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-100) – água limpa.

6.2 – Fração volumétrica de ar no leito

Figura 43: Fração volumétrica de gás no leito.
(200-100) – água limpa.

Os resultados da fração volumétrica de gás foram obtidos a partir da leitura dos níveis nos piezômetros e seguindo a metodologia exposta no item 5.2.3 da metodologia. Os dados encontram-se nos anexos 1 e 2.

Os gráficos das figuras 41 e 42 apresentam o comportamento da fração volumétrica de ar nos diversos níveis no reator de (200-100), em função da vazão de ar, para o tubo de subida e descida.

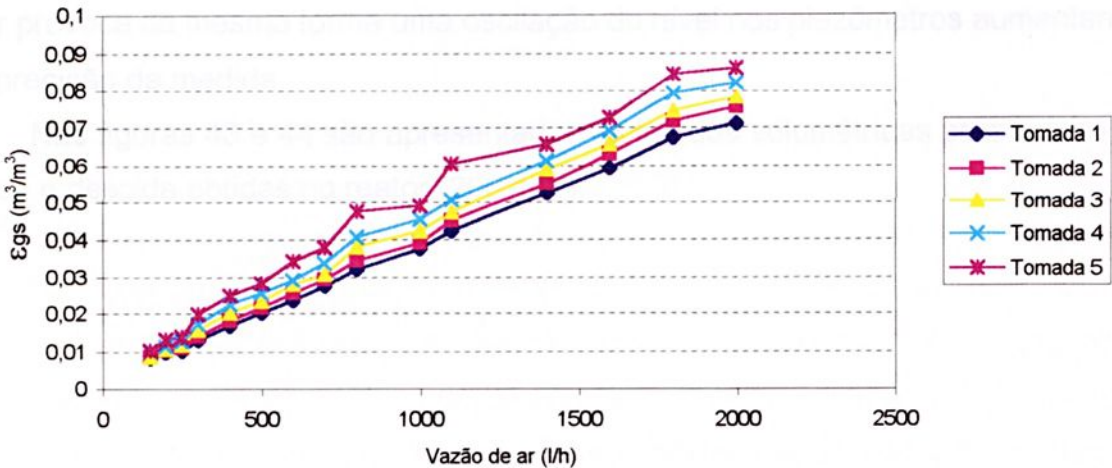


Figura 41: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-100) – água limpa.

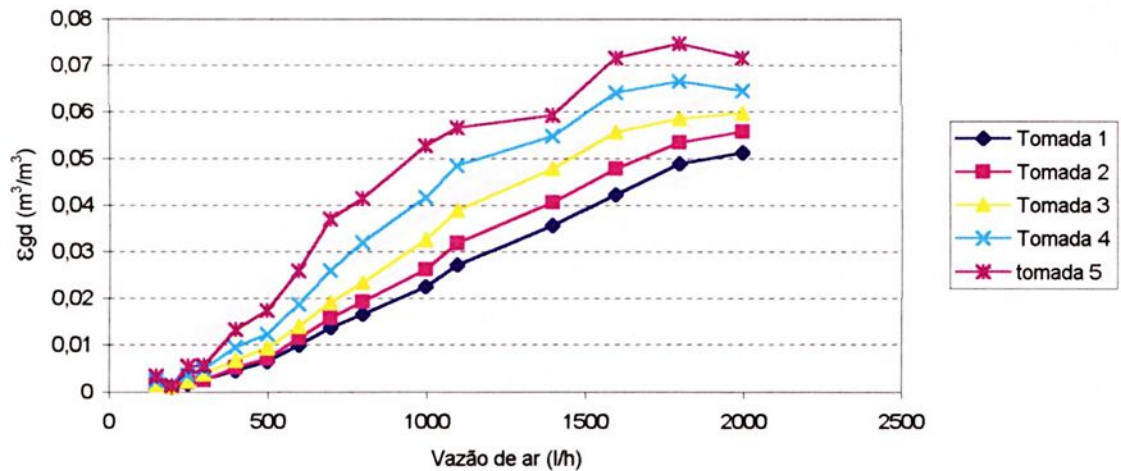


Figura 42: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-100) – água limpa.

Nos gráficos das figuras 41 e 42 observa-se um crescimento da fração volumétrica de gás com aumento da vazão de gás e na medida que se aproxima da superfície do reator. Os gráficos também sugerem que este crescimento é linear com a vazão de ar, concordando com o que foi sugerido por Van Benthum et al. (1999).

A medida que se aproxima do topo, ou seja tomadas 4 e 5, observa-se uma certa dispersão nos pontos. Isto pode estar relacionado às dificuldades de leitura, porque estes pontos sentem com mais intensidade os efeitos da oscilação do nível da coluna que ocorre na zona de separação de ar. Este efeito da zona de separação de ar provoca da mesma forma uma oscilação do nível nos piezômetros aumentando a imprecisão da medida.

Nas figuras 43 e 44 são apresentadas as frações volumétricas para o tubo de subida e descida obtidas no reator (200-150).

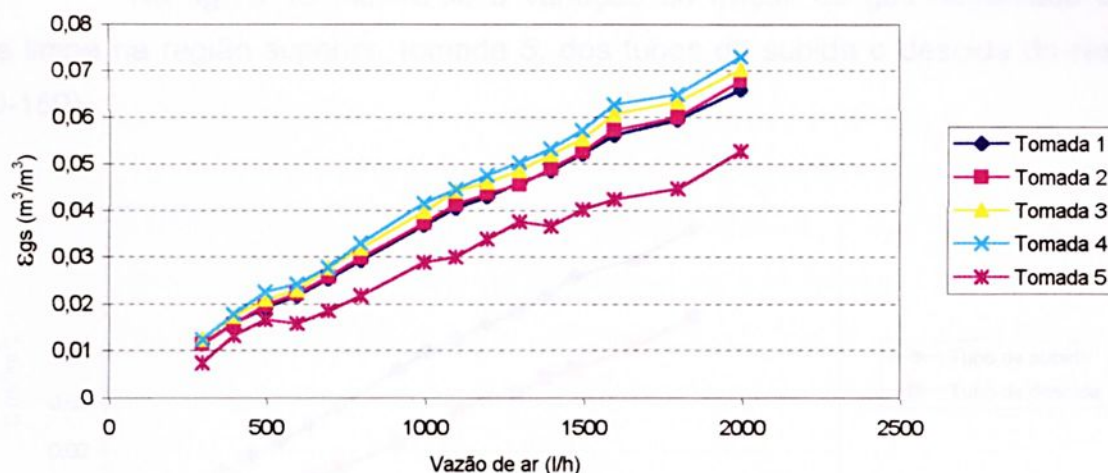


Figura 43: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-150) – água limpa.

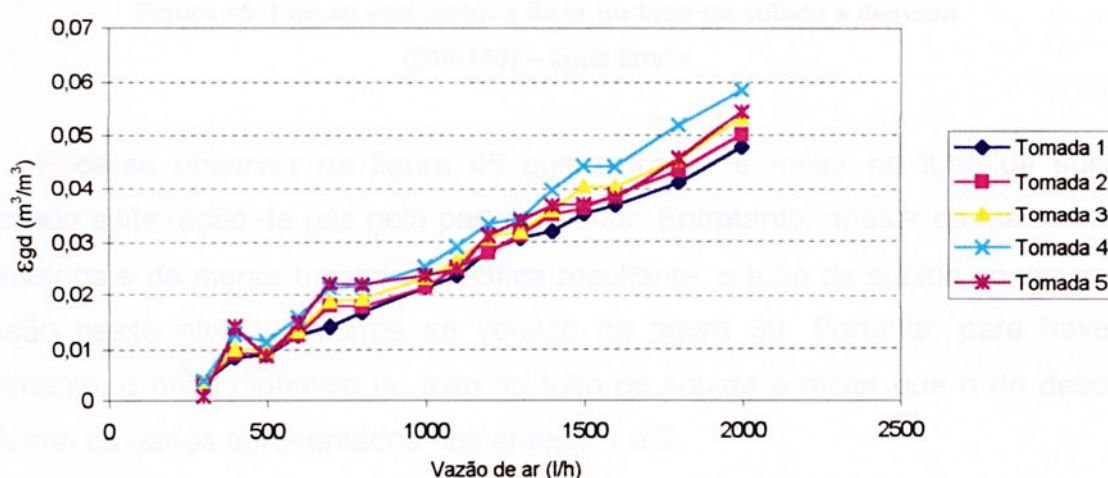
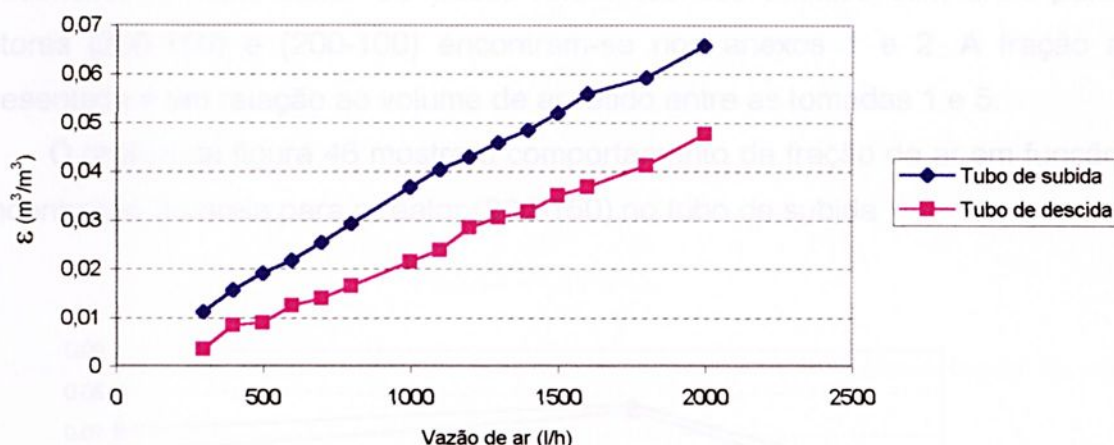


Figura 44: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-150) – água limpa.

Nos gráficos das figuras 43 e 44 observa-se o mesmo comportamento das figuras 41 e 42 até a tomada 4. Na tomada 5 a fração foi menor, quando o comportamento deveria ser de crescimento em direção a superfície. Como dito anteriormente esta tomada está mais sujeita aos efeitos oscilatórios que ocorrem na zona de separação de ar, aumentando-se as incertezas das medidas de nível no piezômetro.

Na figura 45 mostra-se a variação da fração de gás observada com água limpa na região superior, tomada 5, dos tubos de subida e descida do reator (200-150).



**Figura 45: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – água limpa.**

Pode-se observar na figura 45 que a fração é maior no tubo de subida, indicando a liberação de gás pela parte superior. Entretanto, apesar da maior fração volumétrica e da menor massa específica resultante, o tubo de subida possui maior pressão nesse nível, conforme se verifica na figura 39. Portanto, para haver o movimento, o nível dinâmico do leito no tubo de subida é maior que o de descida, conforme os dados apresentados nos anexos 1 e 2.

Observa-se ainda na figura que a diferença entre as frações permanece quase constante, observando uma pequena diferença entre as duas frações com o aumento da vazão de gás. Como exposto por Van Benthum et al. (1999), na figura 12, este comportamento sugere que os reatores operaram no regime II, concordando com o que foi discutido no item 6.1.3 dos resultados. Se os reatores tivessem alcançado o regime III deveria ser observado uma mudança brusca na declividade do gráfico 45 no tubo de subida e descida e um aumento significativo na diferença entre as expansões.

Para os ensaios com água limpa no reator (200-100) e com areia para ambas configurações, cujos dados encontram-se nos anexos 1 e 2, o comportamento foi semelhante ao que foi descrito no gráfico da figura 45.

6.2.1 – Efeito da adição de areia na fração volumétrica de ar

O cálculo das frações de ar para meio trifásico seguem a metodologia apresentada no item 5.2.3. Os dados referentes aos ensaios com areia para os reatores (200-150) e (200-100) encontram-se nos anexos 1 e 2. A fração aqui apresentada é em relação ao volume de ar retido entre as tomadas 1 e 5.

O gráfico da figura 46 mostra o comportamento da fração de ar em função da concentração de areia para o reator (200-150) no tubo de subida.

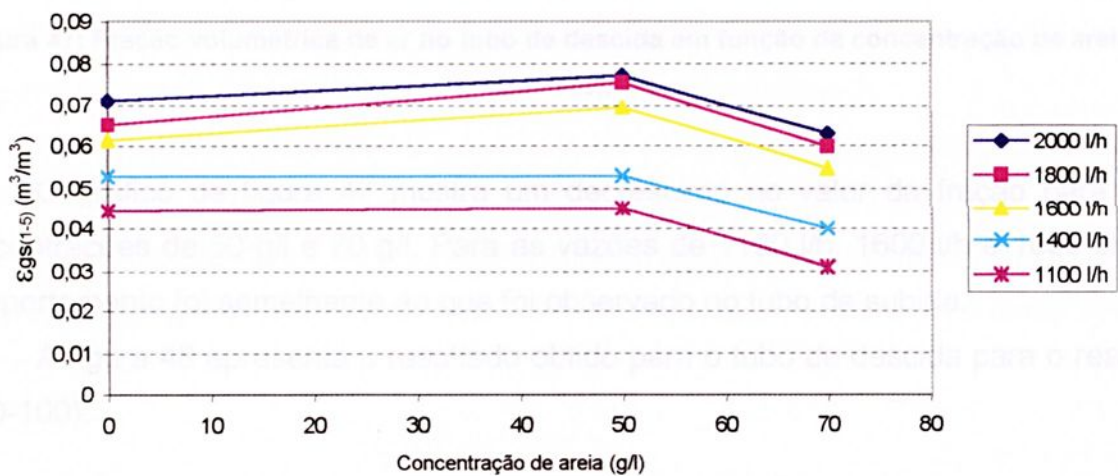


Figura 46: Fração volumétrica de ar no tubo de subida em função da concentração de areia. (200-150).

Observa-se na figura 46 um pequeno aumento da fração para a concentração de 50 g/l. Na concentração de 70 g/l houve um decréscimo da fração de ar. O mesmo comportamento foi observado no tubo de subida para o reator (200-100), podendo ser visto no anexo 3.

Na figura 47 observa-se o comportamento no tubo de descida.

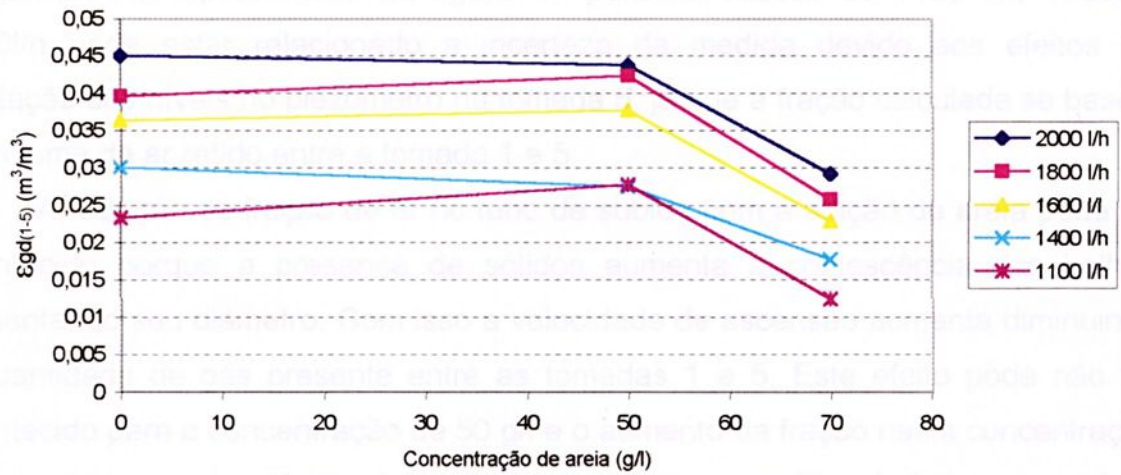


Figura 47: Fração volumétrica de ar no tubo de descida em função da concentração de areia. (200-150).

O gráfico da figura 47 mostra um decréscimo no valor da fração para as concentrações de 50 g/l e 70 g/l. Para as vazões de 1100 l/h, 1600 l/h e 1800 l/h o comportamento foi semelhante ao que foi observado no tubo de subida.

A figura 48 apresenta o resultado obtido para o tubo de descida para o reator (200-100).

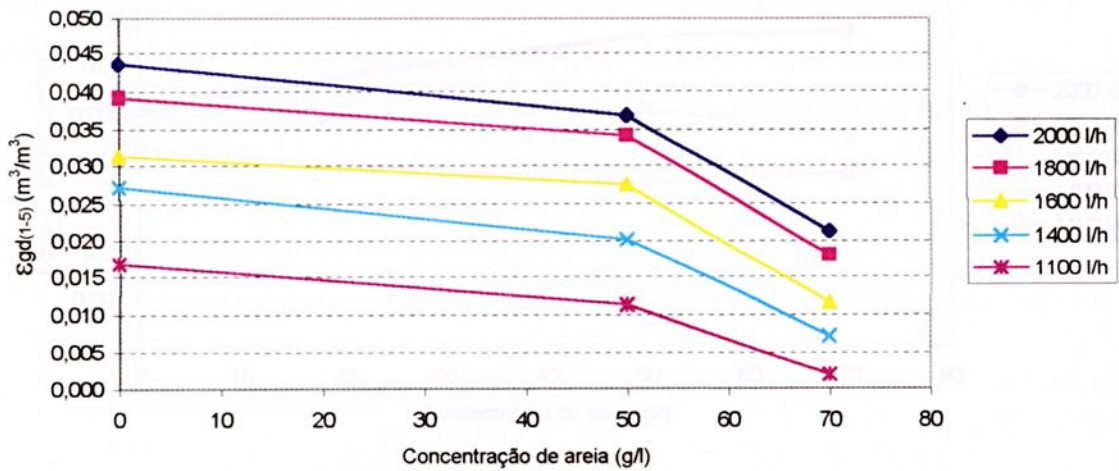


Figura 48: Fração volumétrica de ar no tubo de descida em função da concentração de areia (200-100).

Para o reator (200-100) pode-se observar claramente que a adição de sólidos ocasionou uma redução na fração volumétrica de ar no tubo de descida. O

comportamento apresentado na figura 47 para as vazões de 1100 l/h, 1600l/h, 1800l/h pode estar relacionado a incerteza da medida devido aos efeitos de oscilação dos níveis no piezômetro na tomada 5, já que a fração calculada se baseia no volume de ar retido entre a tomada 1 e 5.

A redução da fração de ar no tubo de subida com a adição de areia pode ter acontecido porque a presença de sólidos aumenta a coalescência das bolhas aumentando seu diâmetro. Com isso a velocidade de ascensão aumenta diminuindo a quantidade de gás presente entre as tomadas 1 e 5. Este efeito pode não ter acontecido para a concentração de 50 g/l e o aumento da fração nesta concentração pode ser uma consequência do aumento da massa específica do leite, o que deve ter colaborado para a redução da velocidade do líquido no tubo de subida e o aumento do tempo de permanência do ar entre as tomadas 1 e 5.

O aumento do diâmetro das bolhas pode ter dificultado entrada de ar para o tubo de descida, ocasionando então um decréscimo da fração volumétrica de ar.

No gráfico da figura 49 é apresentada a diferença entre as frações de ar entre o tubo de subida e descida em função da concentração de areia para o reator (200-150).

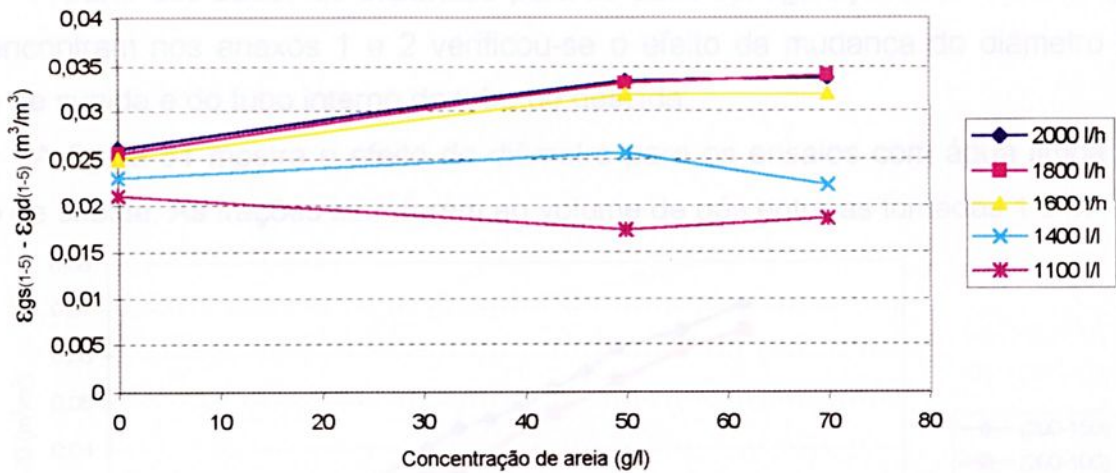


Figura 49: Diferença da fração volumétrica de ar entre o tubo de subida e descida. (200-150).

Pode-se observar um aumento da diferença para a concentração de 50 g/l. Este crescimento é devido ao aumento da fração de ar no tubo de subida como exposto pela figura 46. Na concentração de 70 g/l ambas as frações decresceram na

mesma razão, mantendo a diferença praticamente constante. O mesmo comportamento é observado para o reator (200-100) na figura 50.

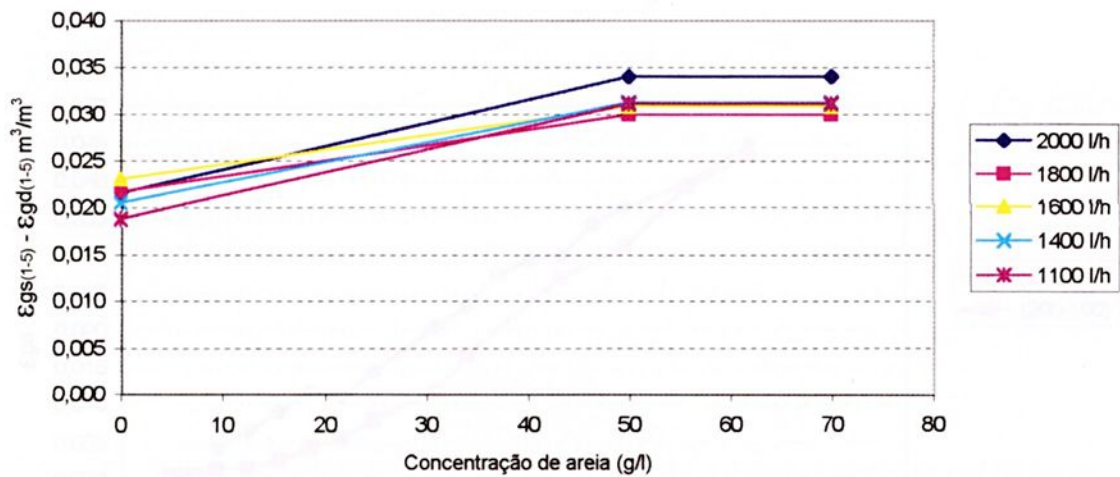


Figura 50: Diferença da fração volumétrica de ar entre o tubo de subida e descida. (200-100).

6.2.2 – Efeito do diâmetro na fração volumétrica de ar

A partir dos dados de expansão para as duas configurações de reatores que se encontram nos anexos 1 e 2 verificou-se o efeito da mudança do diâmetro do tubo de subida e do tubo interno do tubo de descida.

A figura 51 mostra o efeito do diâmetro para os ensaios com água limpa no tubo de subida. As frações se referem ao volume de gás entre as tomadas 1 e 5.

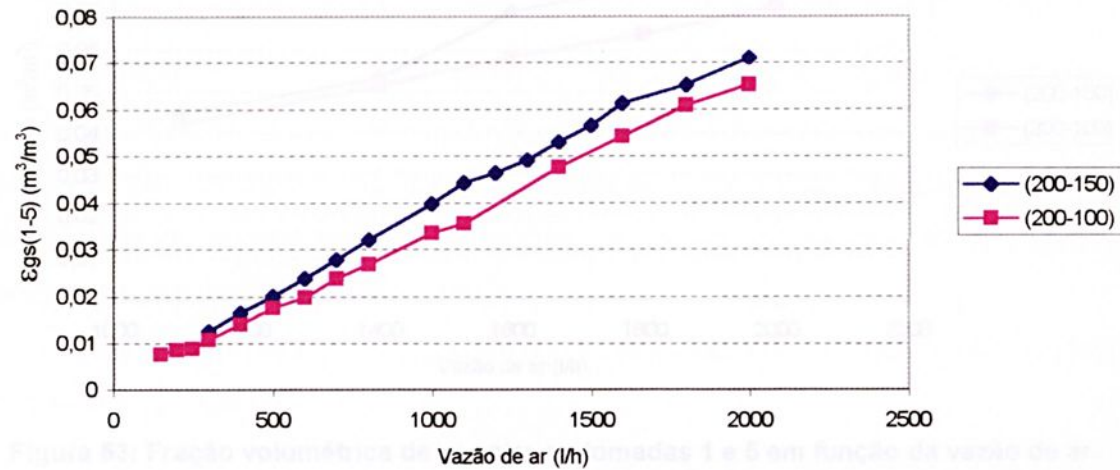


Figura 51: Fração volumétrica de ar o tubo de subida entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar (tubo de subida) – água limpa.

A frações de ar para o reator (200-150) mostraram ser maiores em relação ao reator (200-100) como pode ser observado na figura 51. O mesmo comportamento foi verificado para o tubo de descida como mostra a figura 52.

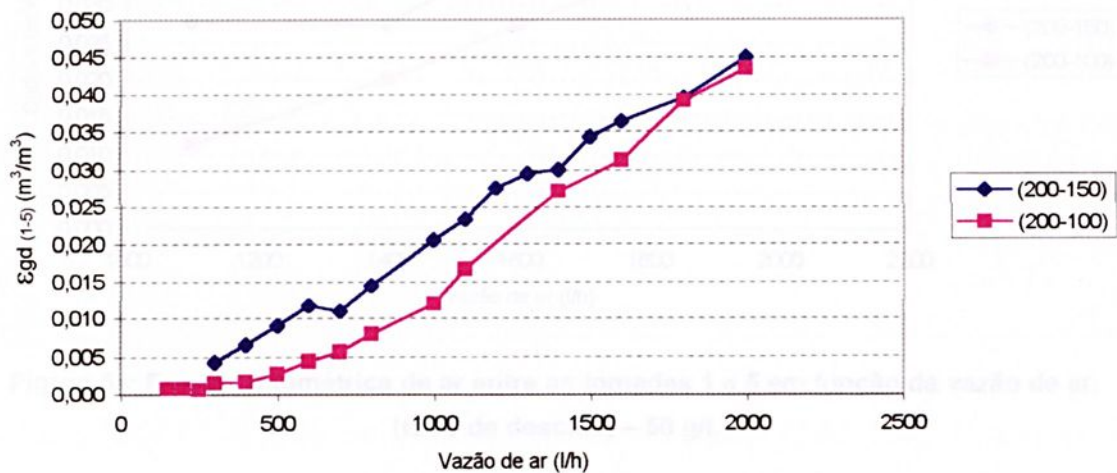


Figura 52: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar.
(tubo de descida) – água limpa.

As figuras 53 e 54 mostram o efeito do diâmetro para o ensaio com areia na concentração de 50 g/l

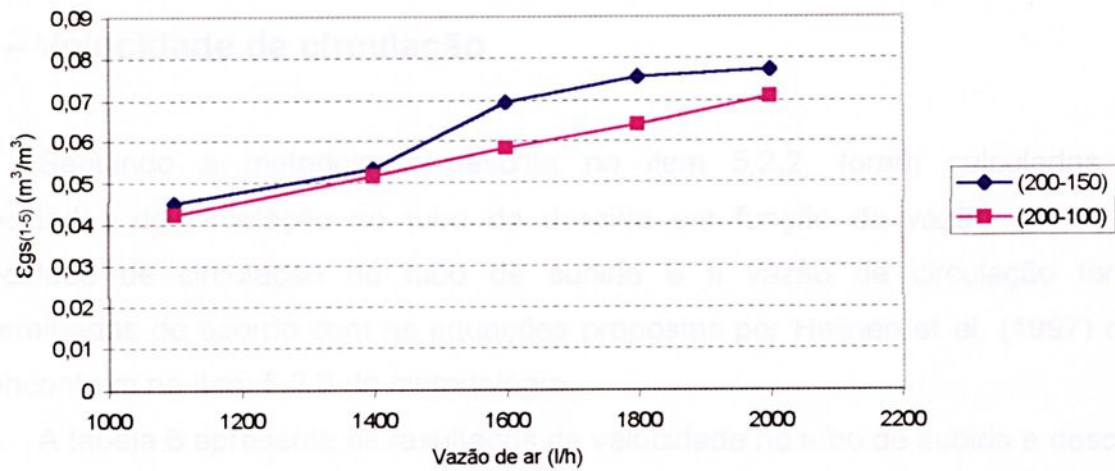


Figura 53: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar.
(tubo de subida) – 50 g/l.

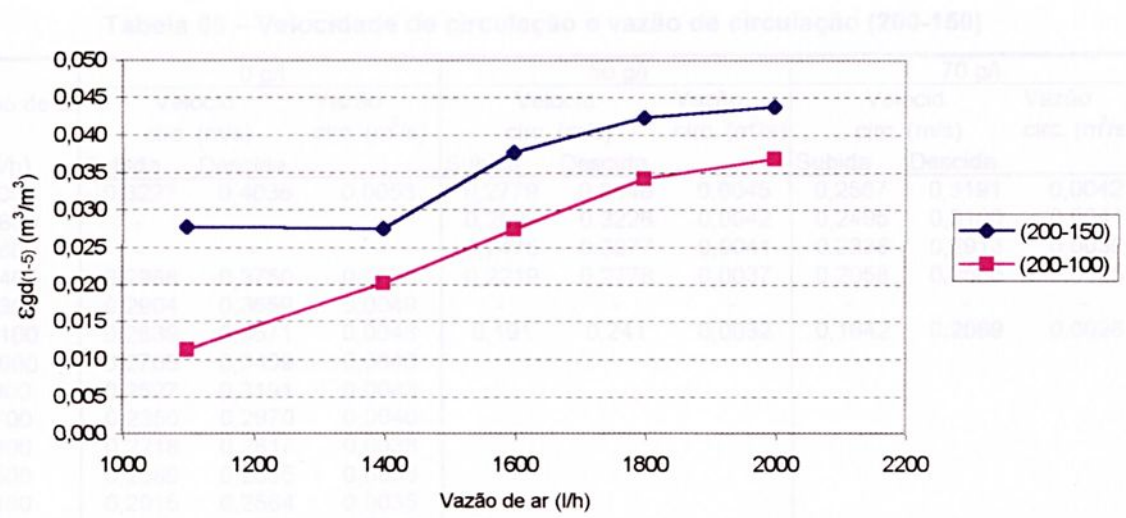


Figura 54: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar. (tubo de descida) – 50 g/l.

Verifica-se o mesmo comportamento apresentado no ensaio com água limpa para a concentração de 50 g/l. As frações de ar tanto no tubo de subida como para o tubo de subida foram maiores no reator (200-150).

O ensaio com uma concentração de 70g/l apresentou o mesmo comportamento para água limpa e 50 g/l. Os gráficos para o ensaio de 70g/l encontram-se no anexo 4.

6.3 – Velocidade de circulação

Seguindo a metodologia descrita no item 5.2.2, foram calculadas as velocidades de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar. As velocidade de circulação no tubo de subida e a vazão de circulação foram determinadas de acordo com as equações propostas por Heijnen et al, (1997) que se encontram no item 5.2.2 da metodologia.

A tabela 6 apresenta os resultados de velocidade no tubo de subida e descida para o reator (200-150).

Tabela 06 – Velocidade de circulação e vazão de circulação (200-150)

Vazão de ar (l/h)	0 g/l			50 g/l			70 g/l		
	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)
	Subida	Descida		Subida	Descida		Subida	Descida	
2000	0,3227	0,4036	0,0053	0,2779	0,3448	0,0045	0,2567	0,3191	0,0042
1800	-	-	-	0,2599	0,3226	0,0042	0,2495	0,3100	0,0041
1600	-	-	-	0,2475	0,3077	0,0041	0,2338	0,2913	0,0039
1400	0,2988	0,3750	0,0050	0,2219	0,2778	0,0037	0,2058	0,2586	0,0035
1300	0,2904	0,3659	0,0049	-	-	-	-	-	-
1100	0,2839	0,3571	0,0048	0,191	0,241	0,0032	0,1642	0,2069	0,0028
1000	0,2705	0,3409	0,0046						
800	0,2527	0,3191	0,0043						
700	0,2350	0,2970	0,0040						
600	0,2218	0,2817	0,0038						
500	0,2088	0,2655	0,0036						
400	0,2015	0,2564	0,0035						
300	0,1865	0,2378	0,0033						

A tabela 07 mostra os valores obtidos no reator (200-100). O cálculo das velocidades de circulação na subida e a vazão de circulação seguiram a mesma metodologia adotada no reator (200-150).

Tabela 07 – Velocidade de circulação e vazão de circulação (200-100)

Vazão de ar (l/h)	0 g/l			50 g/l			70 g/l		
	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)	Velocid. circ. (m/s)		Vazão circ. (m³/s)
	Subida	Descida		Subida	Descida		Subida	Descida	
2000	1,1804	0,3846	0,0087	1,1960	0,3846	0,0087	0,8841	0,2830	0,0065
1800	1,1367	0,3704	0,0084	1,1466	0,3704	0,0084	0,8587	0,2752	0,0064
1600	1,0975	0,3571	0,0082	1,1065	0,3571	0,0082	0,8210	0,2632	0,0061
1400	1,0815	0,3529	0,0081	1,0937	0,3529	0,0081	0,6921	0,2222	0,0052
1100	1,0195	0,3333	0,0077	1,0325	0,3333	0,0078	0,6746	0,2174	0,0051
1000	0,9893	0,3226	0,0075						
800	0,8738	0,2857	0,0067						
700	0,8113	0,2655	0,0062						
600	0,7226	0,2372	0,0056						
500	0,6548	0,2151	0,0051						
400	0,5758	0,1896	0,0045						
300	0,5375	0,1775	0,0042						
250	0,5112	0,1690	0,0040						
200	0,4724	0,1563	0,0037						
150	0,4081	0,1351	0,0032						

A partir dos dados das tabelas 06 e 07 foram construídos os gráficos das figuras 55 e 56 que mostram o comportamento da velocidade de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar para os ensaios com água limpa.

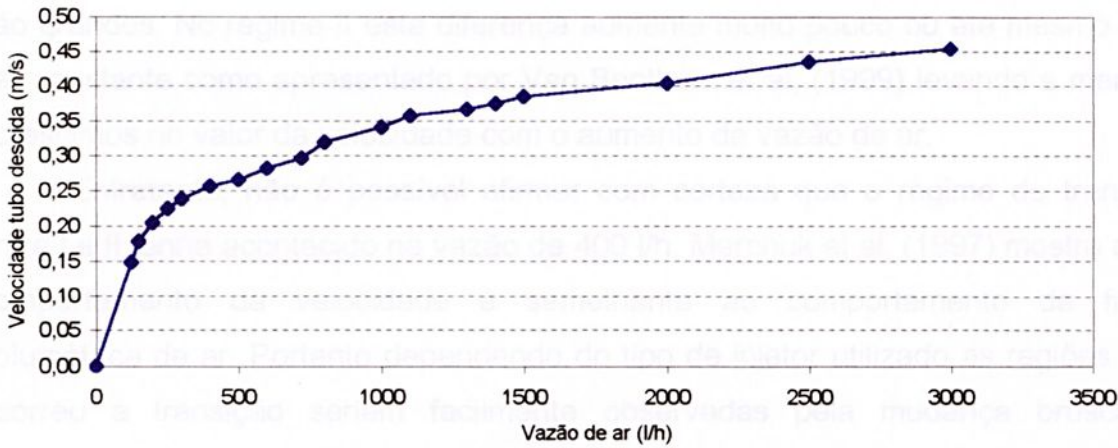


Figura 55: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-150) – água limpa.

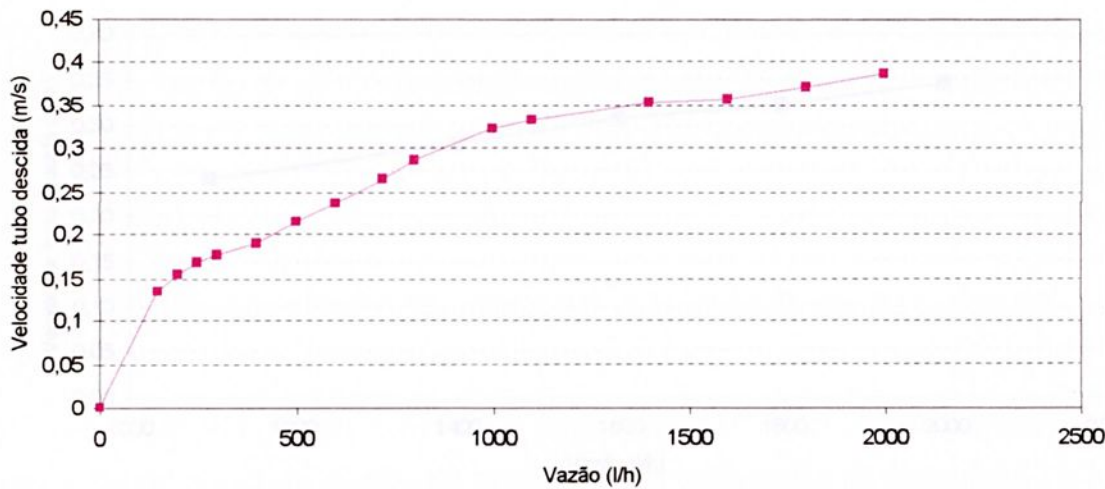


Figura 56: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-100) – água limpa.

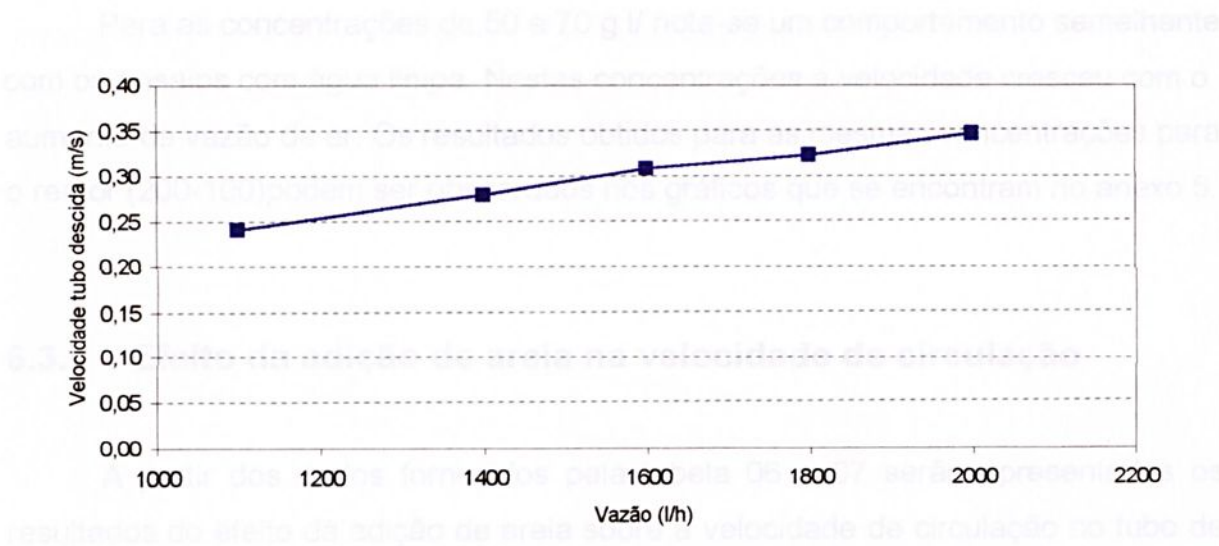
Os gráficos das figuras 55 e 56 mostram que as velocidades de circulação no tubo de descida crescem com o aumento da vazão de ar, corroborando o que vem sendo publicado na literatura. Nota-se ainda que a velocidade aumenta rapidamente até a vazão de 400 l/h. A partir desta vazão o crescimento é mais suave.

É possível que na vazão de 400 l/h tenha ocorrido a mudança do regime I para o regime II. Como exposto na revisão, no regime I a fração volumétrica do ar no tubo de subida aumenta rapidamente e quase não há bolhas no tubo de descida.

Desta maneira a diferença entre as massas específicas do tubo de subida e descida são grandes. No regime II esta diferença aumenta muito pouco ou até mesmo pode ser constante como apresentado por Van Benthum et al, (1999) levando a menores acréscimos no valor da velocidade com o aumento da vazão de ar.

Entretanto, não é possível afirmar com certeza que o regime de transição entre I e II tenha acontecido na vazão de 400 l/h. Merchuk et al. (1997) mostra que o comportamento da velocidade é semelhante ao comportamento da fração volumétrica de ar. Portanto dependendo do tipo de injetor utilizado as regiões onde ocorreu a transição seriam facilmente observadas pela mudança brusca de comportamento da curva como pode ser visto na figura 09 do item 4.3.1.

Os gráficos da figura 57 e 58 apresentam o comportamento das velocidades para os ensaios com areia nas concentrações de 50g/l e 70 g/l para o reator (200-150).



**Figura 57: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-150) – 50 g/l.**

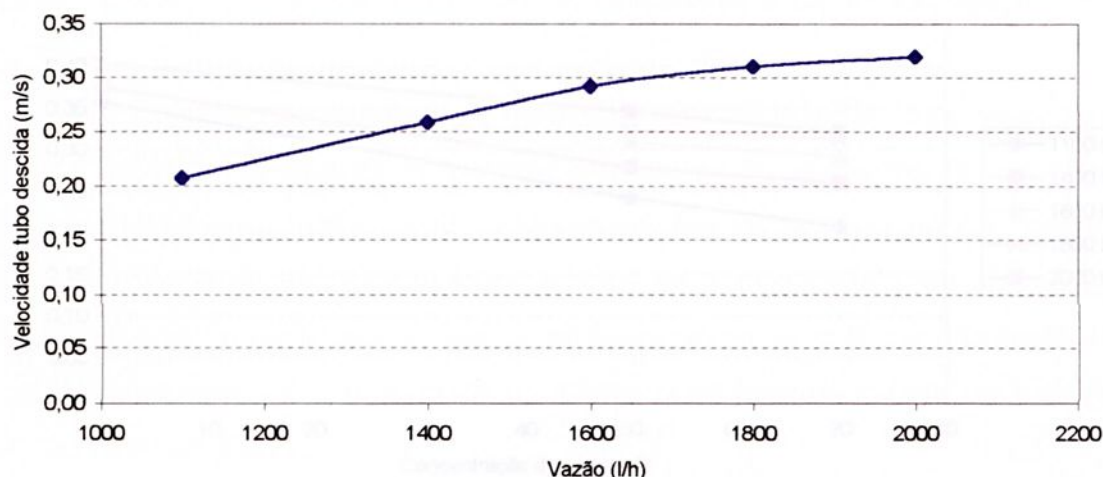


Figura 58: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-150) – 70 g/l.

Para as concentrações de 50 e 70 g/l nota-se um comportamento semelhante com os ensaios com água limpa. Nestas concentrações a velocidade cresceu com o aumento da vazão de ar. Os resultados obtidos para as mesmas concentrações para o reator (200-100) podem ser observados nos gráficos que se encontram no anexo 5.

6.3.1 – Efeito da adição de areia na velocidade de circulação

A partir dos dados fornecidos pela tabela 06 e 07 serão apresentados os resultados do efeito da adição de areia sobre a velocidade de circulação no tubo de descida para o reator (200-150).

O gráfico na figura 59 apresenta o comportamento da velocidade em função da concentração de areia.

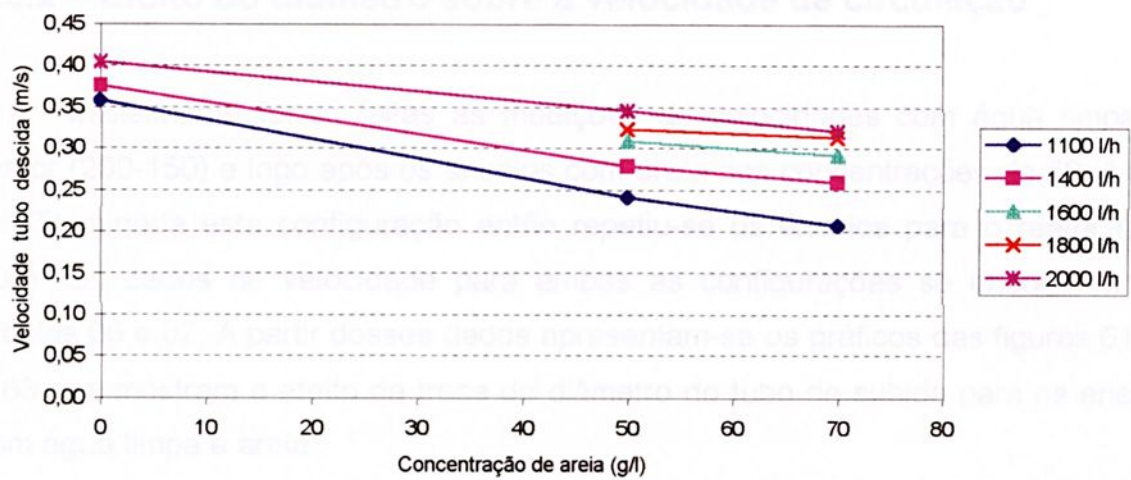


Figura 59: Velocidade de circulação no tubo de descida em função da concentração de areia. (200-150).

A adição de areia no reator causou uma diminuição da velocidade de circulação no tubo de descida. O mesmo comportamento foi observado no reator (200-100), como pode ser observado na figura 60.

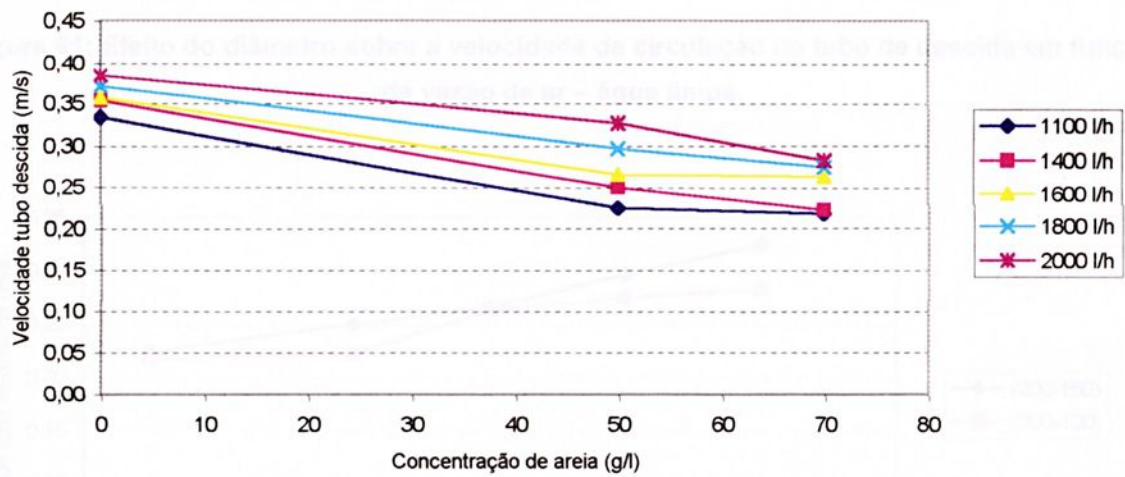


Figura 60: Velocidade de circulação no tubo de descida em função da concentração de areia. (200-100).

6.3.2 – Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação

Inicialmente foram feitas as medições de velocidades com água limpa no reator (200-150) e logo após os ensaios com areia nas concentrações de 50g/l e 70 g/l. Terminada esta configuração então repetiu-se os ensaios para o reator (200-100). Os dados de velocidade para ambas as configurações se encontram nas tabelas 06 e 07. A partir desses dados apresentam-se os gráficos das figuras 61, 62 e 63 que mostram o efeito da troca do diâmetro do tubo de subida para os ensaios com água limpa e areia.

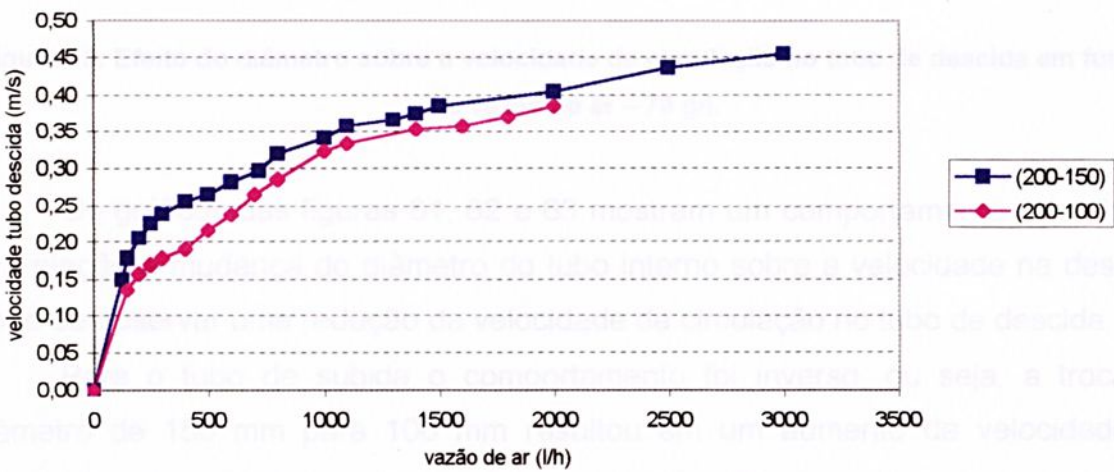


Figura 61: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar – água limpa.

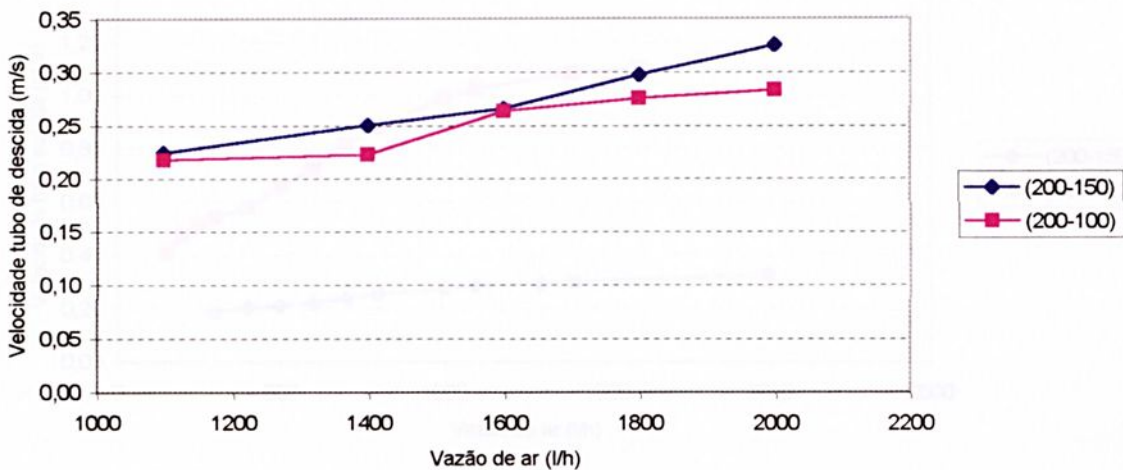


Figura 62: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar – 50 g/l.

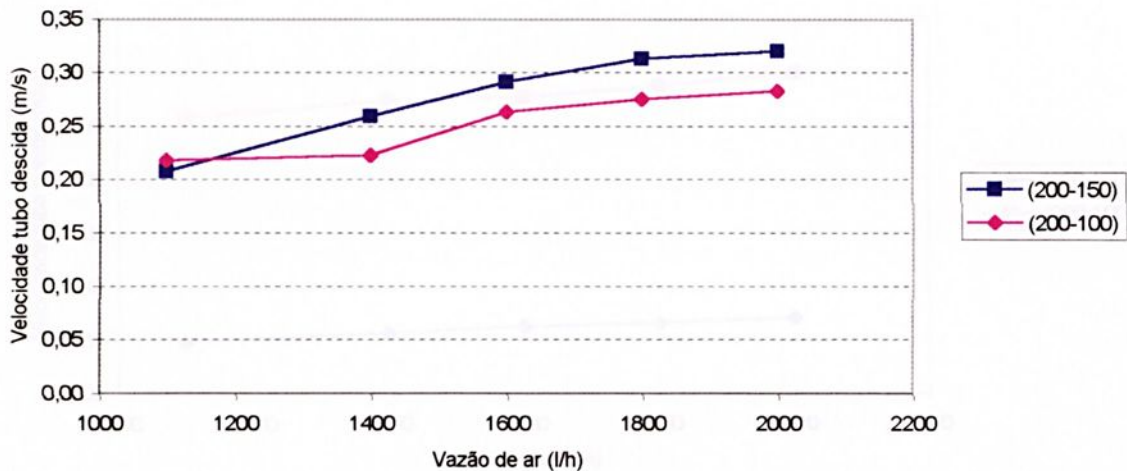


Figura 63: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar – 70 g/l.

Os gráficos das figuras 61, 62 e 63 mostram um comportamento semelhante em relação a mudança do diâmetro do tubo interno sobre a velocidade na descida. Pode-se observar uma redução da velocidade de circulação no tubo de descida.

Para o tubo de subida o comportamento foi inverso, ou seja, a troca do diâmetro de 150 mm para 100 mm resultou em um aumento da velocidade de circulação, como é observado nas figuras 64, 65 e 66, respectivamente para água limpa, 50g/l e 70g/l.

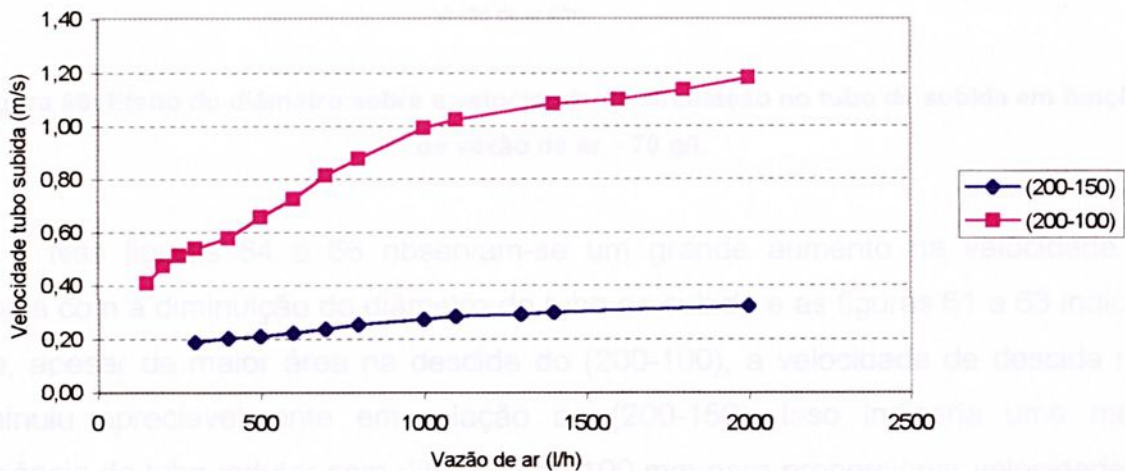


Figura 64: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar – água limpa.

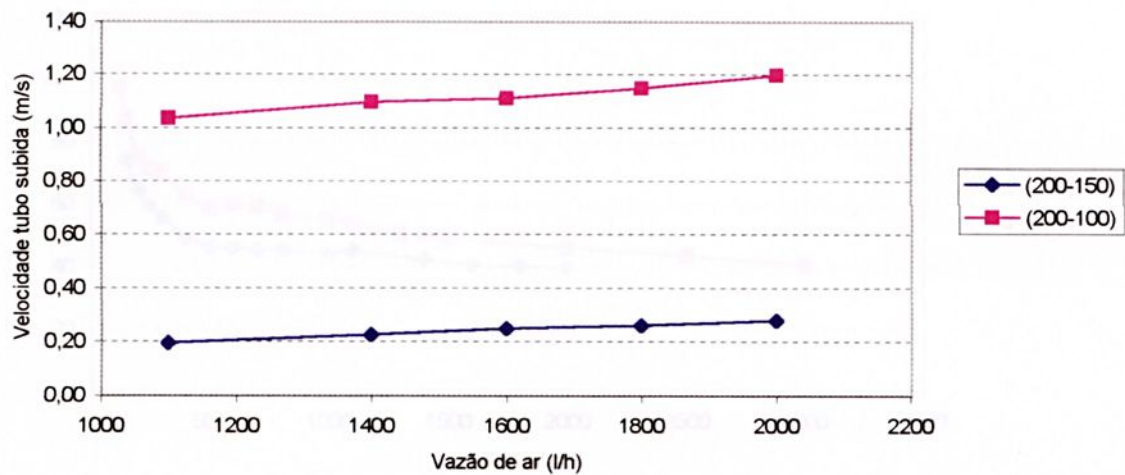


Figura 65: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar – 50 g/l.

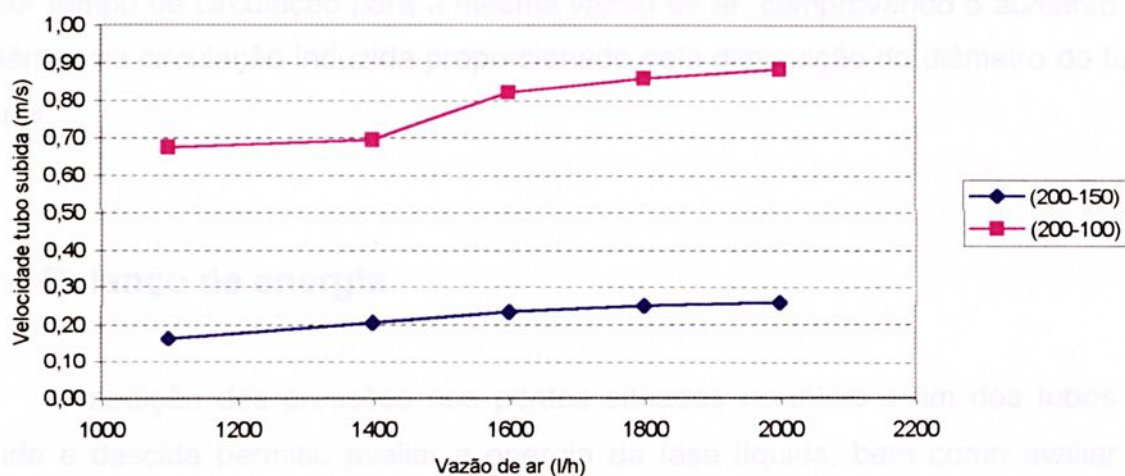


Figura 66: Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar – 70 g/l.

Nas figuras 64 a 66 observam-se um grande aumento na velocidade de subida com a diminuição do diâmetro do tubo de subida e as figuras 61 a 63 indicam que, apesar da maior área na descida do (200-100), a velocidade de descida não diminuiu apreciavelmente em relação ao (200-150). Isso indicaria uma maior eficiência do tubo indutor com diâmetro de 100 mm para proporcionar velocidade de circulação. Para comprovar essa hipótese, foram calculados os tempos de circulação a partir dos dados obtidos com traçadores, apresentados na figura 67.

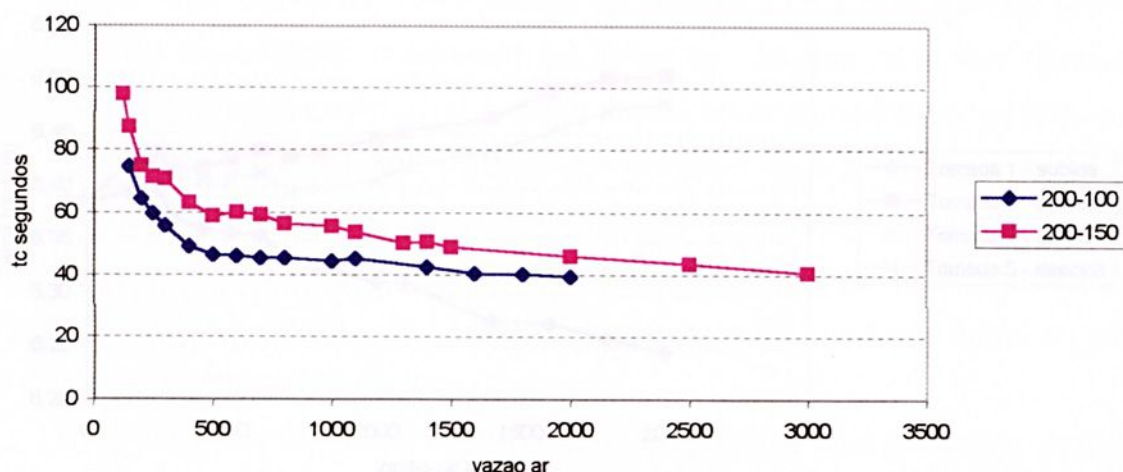


Figura 67: Tempo de circulação em função da vazão de ar para as duas relações de áreas.

O gráfico da figura 67 mostra que o reator com menor tubo interno apresentou menor tempo de circulação para a mesma vazão de ar, comprovando o aumento da eficiência na circulação induzida proporcionado pela diminuição do diâmetro do tubo indutor.

6.4 – Balanço de energia

A medição das pressões nos pontos situados no início e fim dos tubos de subida e descida permitiu avaliar a energia da fase líquida, bem como avaliar as perdas de carga, segundo o item 5.2.5 da metodologia, com os resultados apresentados a seguir.

O gráfico da figura 68 apresenta a evolução das cargas totais da fase líquida na base (tomada 1) e no topo (tomada 5) dos tubos de subida e descida.

Figura 68: Variação das cargas totais da fase líquida ao longo do percurso no reator, em função da vazão de ar (200-100).

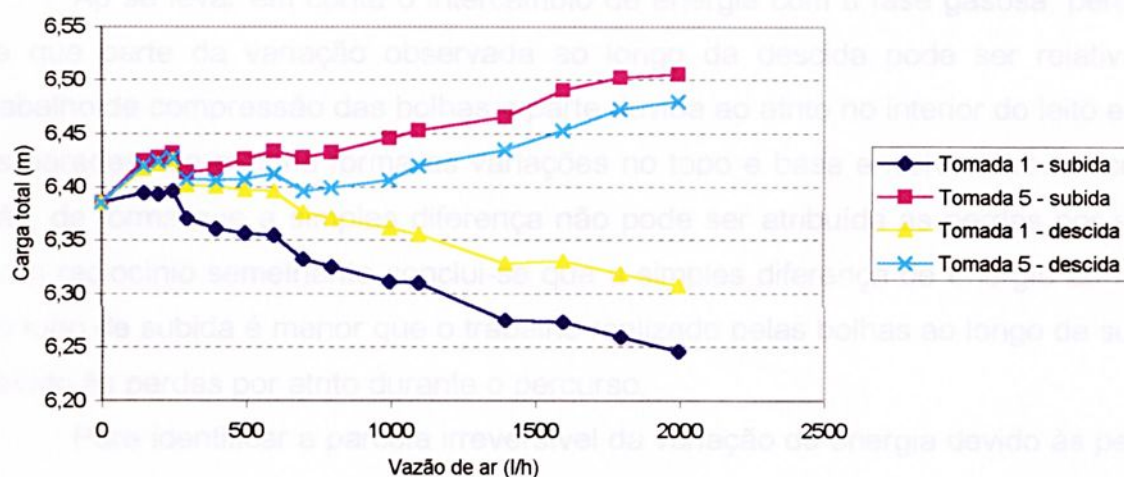


Figura 68: Cargas totais em função da vazão de ar (200-100).

A figura 68 demonstra o fato de que a fase líquida ganha energia ao longo do tubo indutor, ao passar do ponto 1 para o 5 na subida. A energia ganha é dada pela diferença entre a carga 5 e a carga em 1 para cada vazão.

Ao percorrer o tubo de descida, passando do ponto 5 ao ponto 1 o líquido perde energia, conforme indicado pela diferença entre as cargas 1 e 5 na descida. A variação de energia no topo é indicada pela diferença de cargas entre os pontos 5 da descida e subida e, finalmente, a variação na base é dada pela diferença entre as duas tomadas do ponto 1, respectivamente da subida e descida.

As variações de carga ao longo do ciclo são melhor visualizadas no gráfico da figura 69 a seguir.

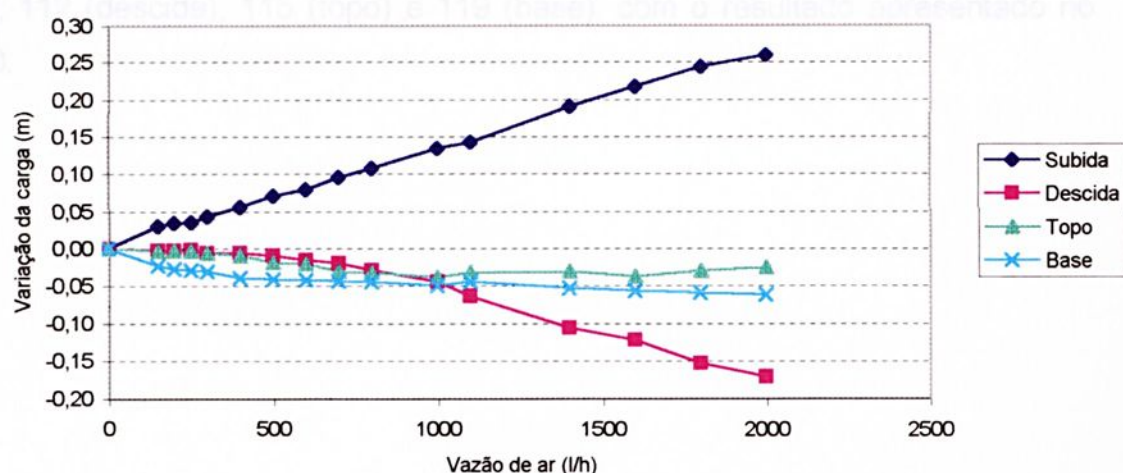


Figura 69: Variação das cargas totais da fase líquida ao longo do percurso no reator, em função da vazão de ar (200-100).

Ao se levar em conta o intercâmbio de energia com a fase gasosa, percebe-se que parte da variação observada ao longo da descida pode ser relativa ao trabalho de compressão das bolhas e parte devida ao atrito no interior do leito e com as paredes. Da mesma forma as variações no topo e base envolvem trocas com o gás, de forma que a simples diferença não pode ser atribuída às perdas por atrito. Com raciocínio semelhante conclui-se que a simples diferença de energia ao longo do tubo de subida é menor que o trabalho realizado pelas bolhas ao longo da subida devido às perdas por atrito durante o percurso.

Para identificar a parcela irreversível da variação de energia devido às perdas de carga por atrito os dados obtidos foram submetidos à metodologia de cálculo proposta por Merchuck et al. (1997), exposta no item 5.2.5 da metodologia.

A principal dificuldade para aplicação da metodologia consiste na avaliação da vazão de circulação de ar no tubo de descida. Aplicando-se a equação (111), proposta por Merchuck et al., observa-se que a vazão depende de um parâmetro global relativo às perdas, dado por C_d . Analisando-se a sensibilidade da equação à variação de C_d observou-se que valores acima de 3 levavam a valores negativos da relação em algumas medições, o que é fisicamente impossível. Para a vazão de ar de 2000l/h, a diferença entre as relações, ao variar C_d entre 0 e 3 foi de 6,8%, com a relação atingindo o valor de 1,22. Assim, assumiu-se um valor de C_d igual a 1,5, compatível com os valores relatados na literatura.

Com as considerações acima foram calculadas as perdas de carga distribuídas e localizadas ao longo do percurso do reator, conforme as equações 103 (subida), 112 (descida), 115 (topo) e 119 (base), com o resultado apresentado na figura 70.

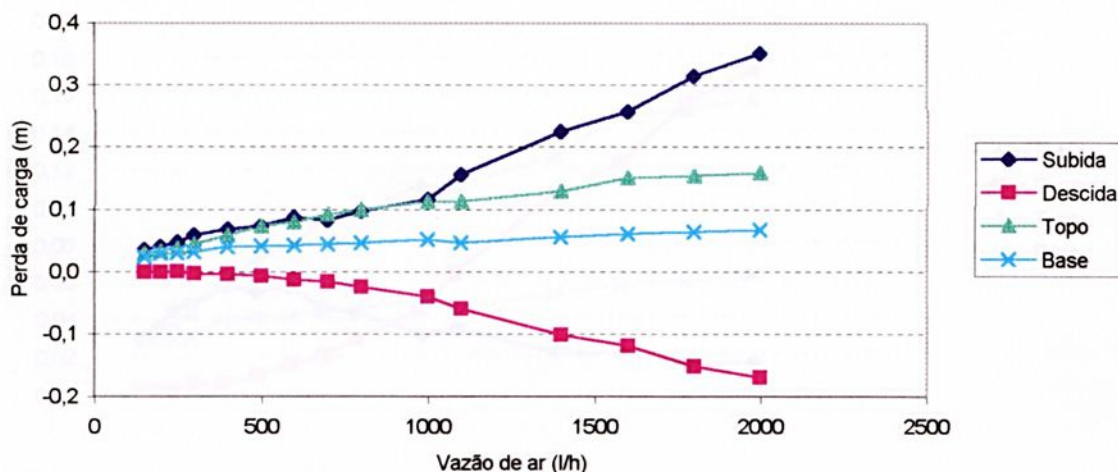


Figura 70: Perdas de carga no reator em função da vazão de ar, considerando o trabalho da fase gasosa segundo Merchuck et al. (1997) – (200-100).

Observa-se na figura 70 que a metodologia resultou em valores absurdos para a perda na descida, o que indica que o valor avaliado para o trabalho efetuado pelo líquido sobre o ar foi maior que a variação da energia do líquido. Essa constatação leva à conclusão de que a vazão de ar na descida foi superestimada.

Pela equação 111, conforme já exposto, a vazão de circulação de ar na descida atingiria cerca de 120% da vazão de ar injetada, uma recirculação muito alta, levando o reator ao regime III, incompatível com as observações visuais sobre a quantidade de bolhas arrastada pelo escoamento na descida.

Calculando-se as perdas com a consideração de que a vazão de ar recirculada é nula, ou seja, reator operando nos regimes I e II, foram obtidos os resultados apresentados na figura 71.

Pode-se ter uma ideia do limite inferior das perdas no tubo de descida aplicando-se a equação universal da perda de carga considerando a velocidade da fase líquida e parâmetros fixos. Nessa condição não estão computadas as irregularidades originadas pelas obstruções representadas pelas bolhas. Com essas considerações obtive-se para as perdas distribuídas na subida e descida os valores apresentados pelo gráfico da figura 72. Cada ponto experimental da figura

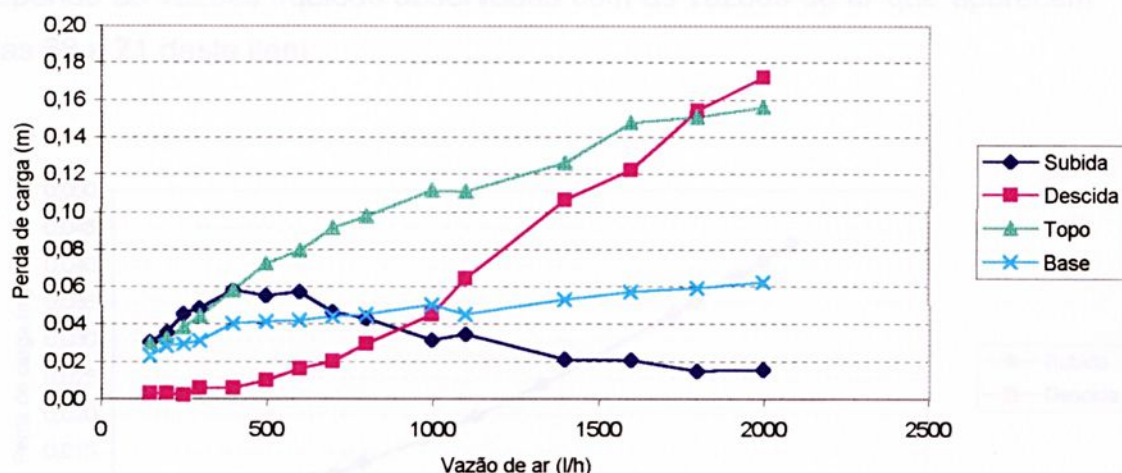


Figura 71: Perdas de carga no reator, em função da vazão de ar, considerando o trabalho da fase gasosa e vazão de ar nula na descida - (200-100).

A simples observação dos gráficos das figuras 70 e 71 demonstra o quanto a determinação das perdas de carga é sensível à variação do valor da vazão de circulação de gás no tubo de descida. Observa-se na figura 71 que as perdas por atrito na descida aumentaram porque não existiria ar para ser comprimido, de forma que toda a variação da energia foi considerada irreversível.

Observa-se ainda que, com a hipótese de vazão de recirculação nula adotada na figura 71 também ocorre diminuição da vazão de gás no tubo de subida para cada vazão de ar injetada. Com isso verifica-se que as perdas de carga distribuída na subida diminuíram na figura 71 em relação à 70, uma vez que a menor vazão de ar implica também em menos energia transferida ao líquido.

A situação real ocorrida no reator deve situar-se em algum ponto intermediário entre a situação de 120% da vazão injetada recirculando, prevista pelo modelo de Merchuck, e a vazão de recirculação nula, que levou aos valores da figura 71.

Pode-se ter uma idéia do limite inferior das perdas no tubo de descida aplicando-se a equação universal da perda de carga, considerando a velocidade da fase líquida e paredes lisas. Nessa condição não estarão computadas as irreversibilidades originadas pelas obstruções representadas pelas bolhas. Com essas considerações obteve-se para as perdas distribuídas na subida e descida os valores apresentados pelo gráfico da figura 72. Cada ponto experimental da figura

72 corresponde às vazões líquidas observadas com as vazões de ar que aparecem nas figuras 68 a 71 deste item.

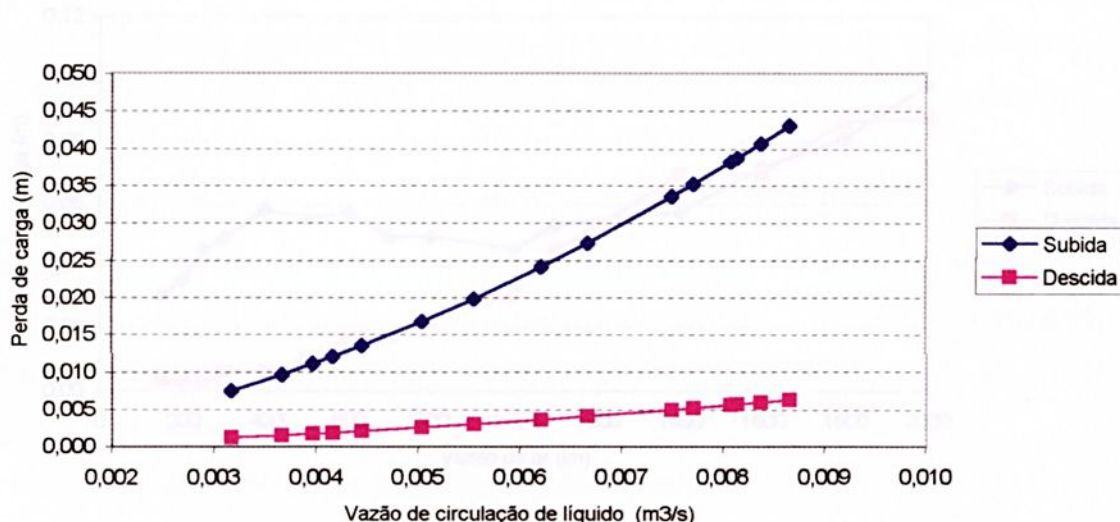


Figura 72: Perdas de carga no reator em função da vazão de circulação de água, calculadas pela fórmula universal - (200-100).

Comparando as perdas distribuídas na subida das figuras 72 e 71 observa-se que a partir da vazão de 1000 l/h as perdas calculadas na figura 71 tornam-se menores que o mínimo indicado pelo escoamento de água com a mesma vazão. Conclui-se que as perdas são subestimadas na figura 71, pelo menos para as maiores vazões de ar, o que indica que deve existir alguma porcentagem de recirculação de ar.

Com relação às perdas na descida, observa-se que a perda considerando apenas o escoamento da água (figura 72) seria muito menor que a observada ao se considerar vazão de recirculação nula (figura 71). Isto indica que existe uma quantidade significativa de bolhas em contracorrente, aumentando a dissipação de energia na fase líquida.

As discussões acima conduzem à constatação de que pode estar ocorrendo alguma recirculação de gás pelo tubo de descida, pelo menos nas vazões de ar injetado superiores a 1000 l/h, mas em taxas bem inferiores às indicadas pelo modelo de Merchuck et al. (1997). Também realçam a importância da determinação da vazão de recirculação de ar pelo tubo de descida.

Para ilustrar essas considerações, desenvolveu-se uma simulação que considera a recirculação nula abaixo de 400 l/h, e crescendo linearmente até 30% da

vazão injetada para 2000l/h. Os resultados das perdas distribuídas na subida e descida são apresentados na figura 73.

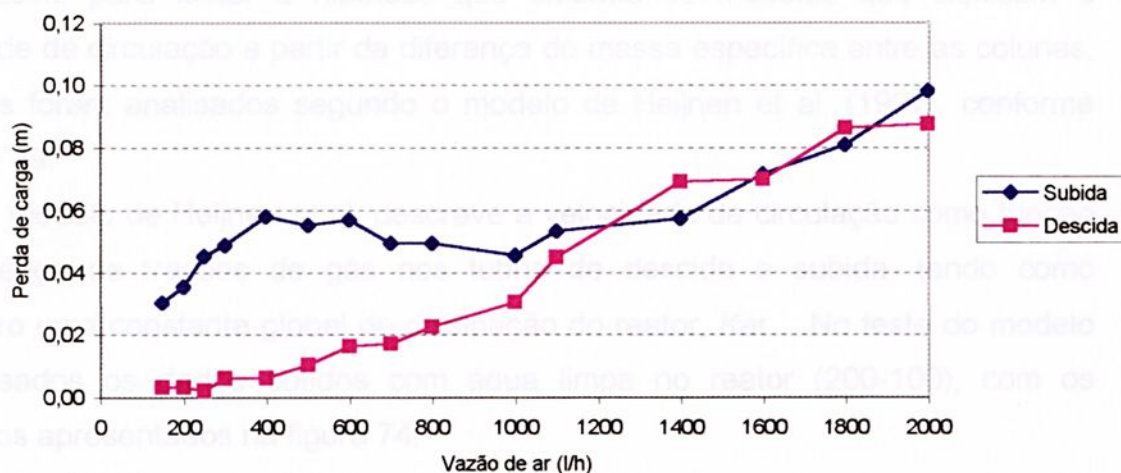


Figura 73: Perdas de carga em função da vazão de ar, considerando o trabalho da fase gasosa e vazão de ar linearmente crescente na descida - (200-100).

Comparando os valores do gráfico da figura 73 com os previstos na figura 72 observa-se que a hipótese adotada, de crescimento linear da vazão de ar recirculada fornece valores coerentemente maiores em todas as vazões. Comparando-se com a figura 71 observa-se um aumento da dissipação na subida e uma diminuição na descida.

Portanto, as discussões deste item reforçam a necessidade de se levar em consideração as trocas de energia entre as fases no cálculo das perdas de carga, conforme proposto por Merchuck et al. (1997). Destaca-se também a importância da determinação exata da vazão de circulação de ar no tubo de descida, sendo que a equação apresentada por Merchuk et al. para este fim mostrou-se inadequada.

Figura 74: Ajuste do modelo de Heijnen et al. (1997) para velocidade de circulação (200-100).

6.5 – Teste do modelo de Heijnen

Observa-se que o modelo de Heijnen superestima a velocidade de circulação

Os modelos apresentados na literatura empregam, em geral, balanços de energia considerando apenas a parte líquida para desenvolver relações envolvendo coeficientes de perda de carga para prever as velocidades de circulação. Embora tenha sido demonstrado no item 6.4 que essa hipótese leva a valores absurdos para as perdas de carga, os resultados da aplicação nesses modelos de coeficientes

empíricos globais de perda de carga são considerados consistentes, pela maioria dos autores, para prever as velocidades de circulação resultantes.

Assim, para testar a hipótese que embasa os modelos que explicam a velocidade de circulação a partir da diferença de massa específica entre as colunas, os dados foram analisados segundo o modelo de Heijnen et al. (1997), conforme equação 39.

O modelo de Heijnen et al. descreve a velocidade de circulação como função da diferença de frações de gás nos tubos de descida e subida, tendo como parâmetro uma constante global de dissipação do reator, Kat . No teste do modelo foram usados os dados obtidos com água limpa no reator (200-100), com os resultados apresentados na figura 74.

A figura 74 apresenta as velocidades observadas e o valor previsto pelo modelo, considerando um coeficiente global de dissipação por atrito $Kat = 10,3$ ajustado pelo método dos mínimos quadrados.

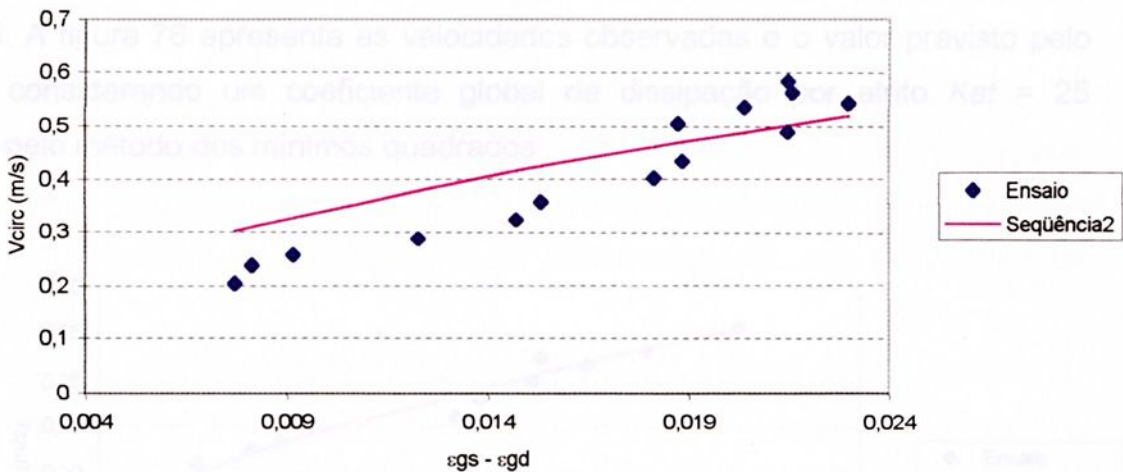


Figura 74: Ajuste do modelo de Heijnen et al. (1997) para velocidade de circulação. (200-100).

Observa-se que o modelo de Heijnen superestima a velocidade de circulação para as menores forças motrizes e subestima para as maiores. O erro entre as velocidades medidas em cada ensaio e as previstas pelo modelo situou-se entre 120%, para os menores valores e 30% para os maiores, com média de 70% de erro.

Cada força motriz do gráfico da figura 74 foi gerada por uma dada vazão de ar, de forma que o mesmo resultado é apresentado na figura 75 em função da vazão

de ar, permitindo uma avaliação mais fácil do desempenho do modelo em função direta de um dos parâmetros de controle do reator.

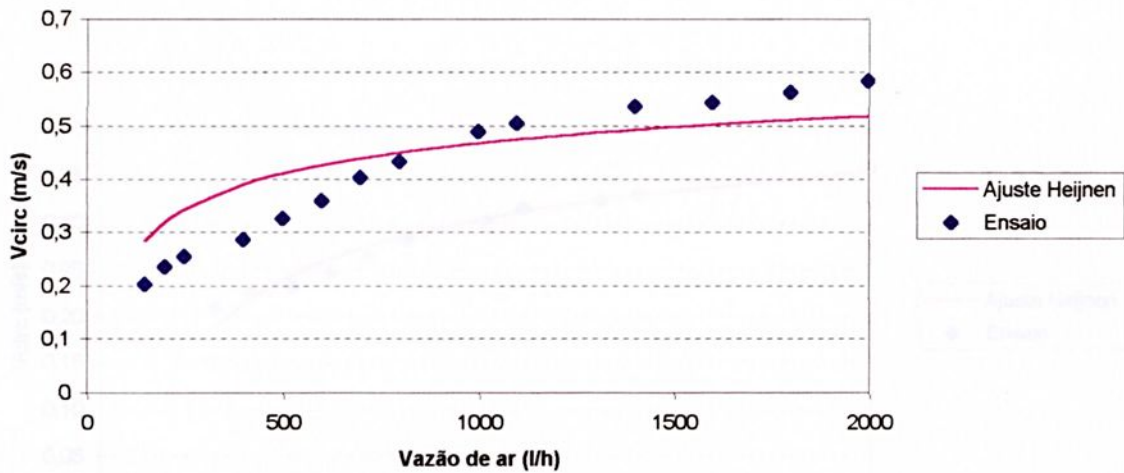


Figura 75: Ajuste do modelo de Heijnen et al. (1997) para velocidade de circulação em função da vazão de ar (200-100).

Para o reator (200-150) o modelo de Heijen forneceu o ajuste apresentado na figura 76. A figura 76 apresenta as velocidades observadas e o valor previsto pelo modelo, considerando um coeficiente global de dissipação por atrito $Kat = 25$ ajustado pelo método dos mínimos quadrados.

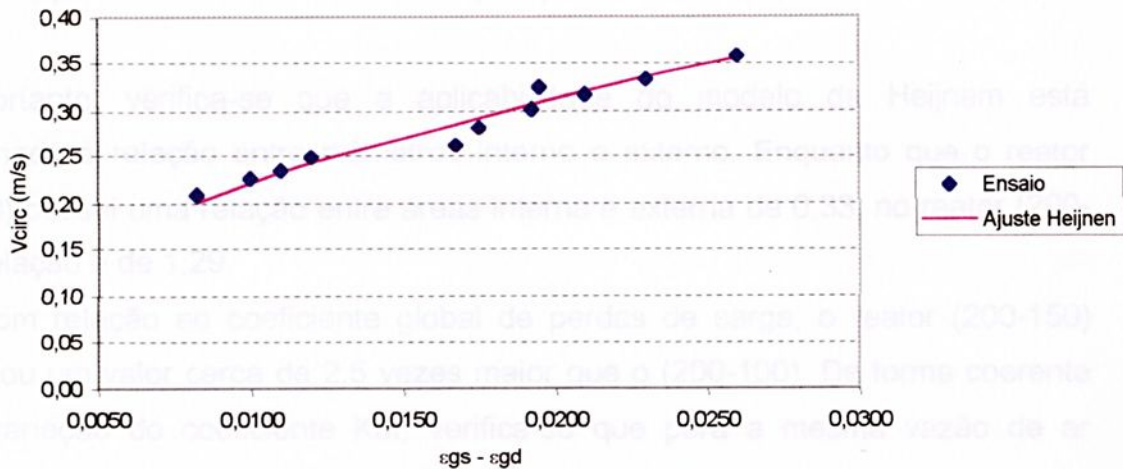


Figura 76: Ajuste do modelo de Heijnen et al. (1997) para velocidade de circulação. (200-150).

A figura 77 apresenta as velocidades previstas pelo modelo em função das vazões de ar que geraram as diferenças de fração volumétrica expostas na figura 76.

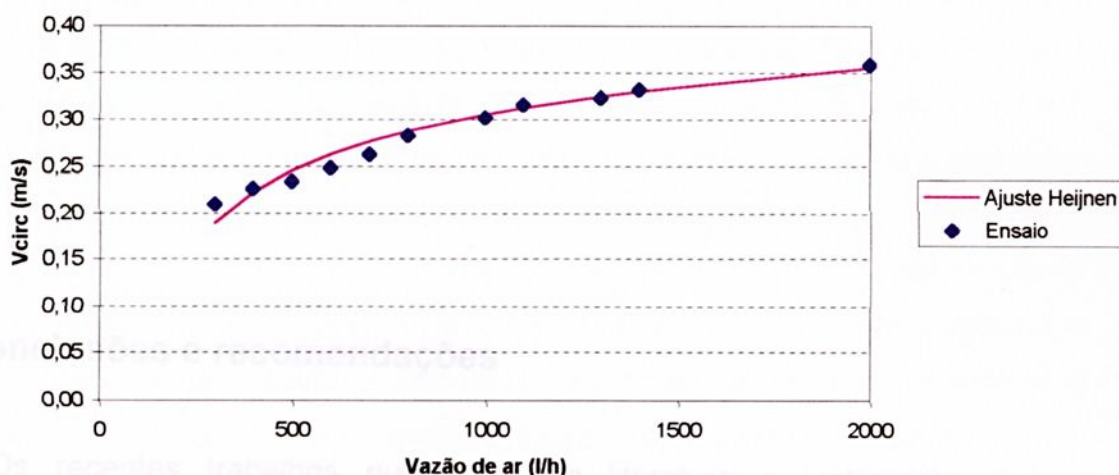


Figura 77: Ajuste do modelo de Heijnen et al. (1997) para velocidade de circulação em função da vazão de ar (200-150).

Observa-se para a configuração geométrica de (200-150) um ajuste bem melhor do modelo de Heijnen, em relação ao obtido com o reator (200-100). O erro entre as velocidades medidas em cada ensaio e as previstas pelo modelo situou-se entre 0,7%, para os menores valores e 4,1% para os maiores, com média de 2,8% de erro.

Portanto, verifica-se que a aplicabilidade do modelo de Heijnen está condicionada à relação entre diâmetros interno e externo. Enquanto que o reator (200-100) possui uma relação entre áreas interna e externa de 0,33, no reator (200-150) a relação é de 1,29.

Com relação ao coeficiente global de perdas de carga, o reator (200-150) apresentou um valor cerca de 2,5 vezes maior que o (200-100). De forma coerente com a variação do coeficiente K_{at} , verifica-se que para a mesma vazão de ar injetado, o reator (200-100) apresentou velocidades de circulação maiores que a configuração (200-150). Portanto esses dados indicam que o modelo se ajustou melhor à geometria que provocou maiores perdas de carga na circulação.

7 – Conclusões e recomendações

Os recentes trabalhos publicados na literatura e juntamente com os resultados obtidos do monitoramento de dois reatores em escala piloto no Departamento de Engenharia Civil – FEIS/UNESP mostram a viabilidade do uso destes dispositivos como alternativa tecnológica para tratamento de esgoto industrial e doméstico.

A busca pela eficiência no tratamento destes reatores não pode ser tratada de maneira isolada. Pelo o que foi posto na revisão deste trabalho o desenvolvimento dos microorganismos formadores do biofilme depende do comportamento hidrodinâmico desenvolvido.

Desta maneira o trabalho se propôs a investigar as relações entre as vazões de ar injetadas nos reatores e a concentração de partículas sólidas, fração volumétrica de ar e velocidade de circulação líquida.

Do ponto de vista das frações volumétricas de ar no leito, foi verificado um comportamento semelhante ao que vem sendo relatado na literatura, ou seja, o tubo de subida apresenta uma maior fração de ar do que o tubo de descida. Outro aspecto importante na observação do comportamento do gás é a possibilidade de identificar o regime de circulação que estes reatores estão operando. A relação entre a fração do tubo de descida e subida como proposta por Van Benthum et al (1999) concordou com o que foi verificado visualmente em relação ao regime de circulação das bolhas, demonstrando uma maneira simples de identificar os regimes. Esta relação é útil na operação com partículas (meio trifásico) em que, na maioria dos



casos, não é possível acompanhar visualmente o comportamento das bolhas no leito.

Foi observado que a adição de areia a uma concentração de 50 g/l ocasionou um efeito contrário ao esperado, ou seja, ao invés de redução da fração volumétrica de gás, foi verificado um pequeno aumento. Somente na concentração de 70 g/l o efeito foi semelhante ao que tem sido relatado na literatura. É provável que o fenômeno de coalescência das bolhas não tenha um efeito tão significativo a concentrações baixas, sendo superado pelo efeito da mudança de massa específica do leito, o que ocasionou uma redução na velocidade de circulação e um maior tempo de permanência das bolhas em uma dada região do tubo de subida.

Com relação a velocidade, mostrou-se que a adição de areia reduziu a velocidade de circulação, conforme previsto pelo modelo proposto por Heijnen et al (1997), em que a presença de sólidos reduz a força motriz para o escoamento.

A troca do diâmetro do tubo de subida de 150 mm para 100 mm não causou uma redução significativa na velocidade de descida. Entretanto as velocidades na subida foram muito maiores com 100 mm. Os ensaios com traçadores permitiram o cálculo do tempo de ciclo em ambas as configurações. O comportamento das curvas do tempo de ciclo em função da vazão de ar demonstrou que este tempo foi menor na configuração (200-100), indicando uma maior eficiência do tubo indutor com diâmetro de 100mm para proporcionar velocidade de circulação.

A avaliação das perdas de carga juntamente com o balanço de energia nos reatores permitiu verificar a dependência desta variável com relação a vazão de recirculação de gás no tubo de descida. A aplicação do modelo de Merchuck et al. (1995) mostrou-se eficiente na determinação das perdas em cada região do reator. Entretanto a equação (111) que calcula a vazão de gás no tubo de descida superestimou este valor, sendo obtido no presente trabalho um valor de 120% em relação a quantidade de ar injetada no sistema. Isto levou a perdas de energia absurdas no tubo de descida. Isto mostra que se deve usar com cautela essa equação, tendo em vista influências não explicitadas da geometria dos reatores.

Apesar do modelo de Heijnen levar em consideração apenas o balanço de energia na fase líquida, o modelo se ajustou bem para o reator (200-150). Para o reator (200-100) o erro médio ficou em torno de 70%. Isto pode indicar que o modelo responde bem aos reatores que tem maiores relações entre área de subida e descida.



A proposta construtiva do reator experimental para simular a geometria de tubos concêntricos em duas seções separadas revelou-se adequada, permitindo obter amostras do tubo interno, efetuar medições e variar a geometria com facilidade, resolvendo um problema detectado em trabalhos anteriores.

As seções de interligação no topo e na base provocaram acúmulo de ar e de areia nos trechos horizontais, recomendando-se, em trabalhos posteriores, que as interligações tenham inclinação no sentido do escoamento de ar.

Observou-se ainda que as diferenças de nível dinâmico entre as seções de subida e descida foram acentuadas em algumas medições, distanciando o modelo experimental das condições reais em reator de tubos concêntricos. Para minimizar esta dificuldade, propõe-se a utilização de uma interligação superior com maior área.

Os resultados obtidos demonstraram uma sensibilidade grande em relação as frações volumétricas de ar. Como estas frações são afetadas diretamente pelas oscilações ocorridas nos piezômetros, o uso de transdutores de pressão para o levantamento destes dados é muito atraente em trabalhos futuros, porque permitirá obter valores médios de pressão em cada ponto.

A correta avaliação das perdas distribuídas depende da medição precisa da vazão de ar que recircula pelo tubo externo, colocando um problema em aberto para a instrumentação de futuros ensaios em reatores. Com isso poderiam ser desenvolvidas equações mais realistas para a taxa de recirculação de gás, fundamentais para a descrição da dinâmica de funcionamento dos reatores com base no intercâmbio de energia entre as fases líquida e gasosa.

Os modelos de previsão de velocidade de circulação, baseados num parâmetro global concentrado de perda de carga, característico de cada reator, tiveram um sucesso parcial na descrição dos resultados experimentais obtidos neste trabalho. Assim, torna-se desejável a continuação da pesquisa para efetuar levantamentos experimentais com outras relações entre áreas externa e interna e com outras alturas, para delimitar a faixa de validade das equações existentes, baseadas na diferença de frações volumétricas de subida e descida.

Da mesma forma, é desejável o desenvolvimento de equações mais gerais para a obtenção das perdas de carga, em função da geometria do reator e dinâmica do escoamento e sua validação com resultados experimentais.



FREITAS, C.; TEIXEIRA, J.T. Hydrodynamic studies in an airlift reactor with no enlarged degassing zone. *Bioprocessing Engineering*, v.18, p. 267-279, 1997.

CAPORA-CALVO, A.; RODRIGUEZ, A.; PRADOS, A.; KLEIN, J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.54, p. 2359-2370, 1999.

GAVRILESCU, M.; TUDOSE, P.Z. Modeling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.63, p. 85-91, 1998.

8 – Referências bibliográficas

BELLO, R.A.; ROBINSON, C.W.; MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. **Chemical Engineering Science**, Biotechnology and bioengineering, v.27, p. 369-381, 1984.

CHISTI, M.Y.; HALARD, B.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.43, n.3, p. 451-457, 1987.

CHISTI, M.Y.; MOO-YOUNG, M. Improve the performance of airlift reactors. **Chemical Engineering Progress**, p. 38-45, 1993.

DALL'AGLIO SOBRINHO, M. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no Tratamento de Esgoto Doméstico**. 2000. 110f. Ilha Solteira: UNESP/FEIS, 2000, 110 p. (Relatório Final FAPESP).

DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; GEBARA, D.; MILANEZ, D.H.E.; RUGGERI JR., H.C.; HERNANDES, T.N. **Funcionamento Hidráulico de reatores aeróbios com circulação por jatos de ar para tratamento biológico de efluentes**. In: Simpósio brasileiro de recursos hídricos, 14, Aracaju, 2001. Anais CD-ROM, 8p.

FREITAS, C.; FIALOVÁ, M.; ZAHRANDNIK, J.; TEIXEIRA, J. A. Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v.55, p. 4961-4972, 2000.

BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactor. *Chemical Engineering Science*, v.50, p. 2225-2233, 1995.



FREITAS, C.; TEIXEIRA, J.T. Hydrodynamic studies in an airlift reactor with an enlarged degassing zone. **Bioprocessing Engineering**, v.18, p. 267-279, 1997.

GARCIA-CALVO, A.; RODRIGUEZ, A.; PRADOS, A.; KLEIN, J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.54, p. 2359-2370, 1999.

GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R.Z. Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.69, p. 85-91, 1998.

GEBARA, D.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; MATSUMOTO, T. **Avaliação do desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS). Porto Alegre, 2000.

GUARDIA FILHO, L.E. **Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR.**, Ilha Solteira: UNESP/FEIS, 2001, 45 p. (Relatório Científico ao CNPq-PIBIC)

HEIJNEN, J.J.; HOLS, J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LEEUWEN, H.L.J.M.; MULDER, A.; WELTEVREDE, R. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, v.52, p. 2527-2540, 1997.

HEIJNEN, J. et al. Development and Scale-Up of an Aerobic Biofilm Air-Lift Suspension Reactor. **J. Water Sci. Tech.**: v. 27, p.253-261, 1993.

HWANG, S.J.; CHENG, V.L.. Gas holdup and liquid velocity in three-phase internal-loop airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.52, p. 3949-3960, 1997.

MERCHUK, J.C.; BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.50, p. 2225-2233, 1995.



MERCHUK, J.C.; CONTRERAS, A.; GARCIA, F.; MOLINA, E. Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. **Chemical Engineering Science**, v.53, p. 709-719, 1997.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, J.J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, v.80, p. 1-33, 2000a.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, S.J. Particle-based biofilm reactor technology. **Tibtech**, v.18, p. 312-320, 2000b.

VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Bubble recirculation regimes in a internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v.54, p. 3995-4006, 1999.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados**. Belo Horizonte: DESA- Universidade Federal de Minas Gerais, v.4, 1997. 416p.



ANEXO 1

Dados e gráficos obtidos nos ensaios com água limpa e areia reator (200-150)

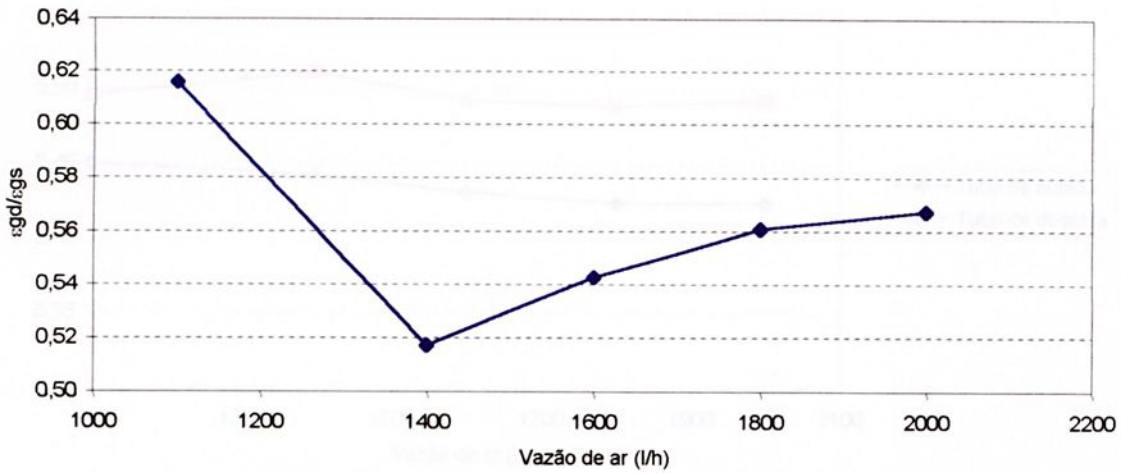
Tab. 1: Dados referentes ao ensaio no reator (200-150)

Vazão (l/min)	Concentração (g/l)	Defeito	D1	D2	D3	D4	D5	D6
2000	2000	602.0	635.5	640.2	644.1	645.0	650.2	654.5
1800	1800	590.8	630.2	635.5	641.0	646.9	650.3	653.0
1600	1600	577.7	621.4	640.2	645.0	646.7	655.9	652.0
1500	1500	571.0	631.5	640.5	641.1	645.0	654.4	651.5
1400	1400	555.4	630.3	638.8	640.5	645.0	653.5	650.0
1300	1300	557.8	635.8	637.4	645.9	645.5	652.2	649.0
1200	1200	553.0	637.4	640.5	640.9	645.3	651.9	645.3
1100	1100	552.4	637.5	640.8	640.5	645.0	651.5	646.5
1000	1000	554.4	638.6	641.5	640.5	642.0	650.0	647.1
900	900	555.0	640.1	641.5	640.5	645.0	645.0	645.0
800	800	547.0	640.3	640.5	640.5	641.5	647.4	644.7
700	700	548.0	639.3	640.5	640.5	645.0	645.0	643.0
600	600	547.0	639.3	640.5	640.5	645.0	645.0	643.0
500	500	547.0	640.0	640.5	640.5	645.0	644.7	642.5
400	400	544.5	640.0	640.5	640.5	641.1	644.7	641.9
300	300	542.0	640.2	640.5	640.5	640.5	643.8	641.9
2000	2000	572.5	657.7	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
1800	1800	570.5	657.3	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
1600	1600	565.5	657.7	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
1400	1400	565.5	658.6	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
1200	1200	561.5	658.6	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
1000	1000	561.5	658.6	658.6	658.6	658.6	665.2	665.2
2000	2000	587.5	660.2	660.2	660.2	660.2	665.2	665.2
1800	1800	585.5	660.2	660.2	660.2	660.2	665.2	665.2
1600	1600	585.5	660.2	660.2	660.2	660.2	665.2	665.2
1400	1400	585.5	660.2	660.2	660.2	660.2	665.2	665.2
1200	1200	585.5	660.2	660.2	660.2	660.2	665.2	665.2

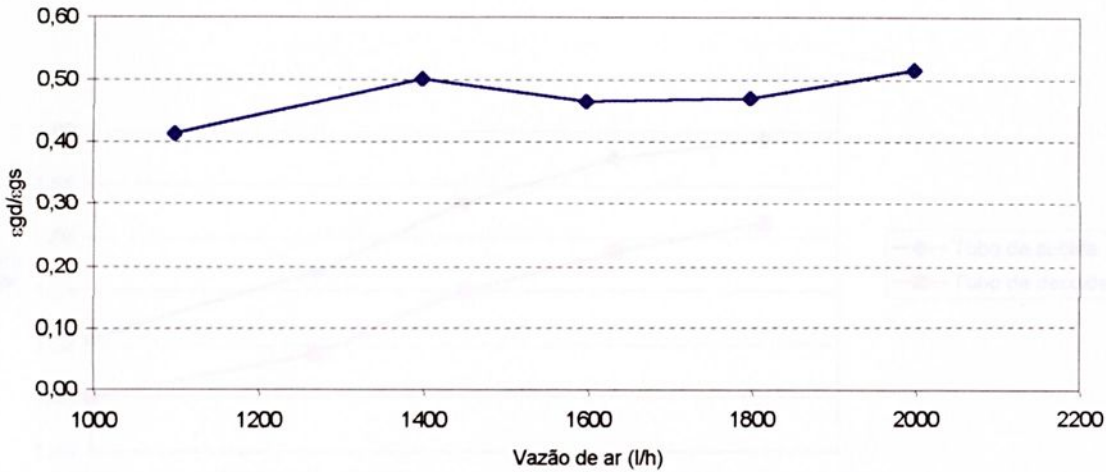
Tabela.1: Dados referentes ao ensaio no reator (200-150)

Vazão		Cota da superf. (cm)		Cota no piezômetro (cm)								
(l/h)	Subida	Descida	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4	S5	D5
Concentração: 0 g/l												
2000	666,5	662,9	629,8	636,5	635,5	640,2	641,4	644,1	647,7	648,0	658,2	654,5
1800	663,4	659,9	630,5	637,2	636,2	640,3	641,0	643,9	646,9	646,9	656,5	653,0
1600	662,4	657,7	631,4	637,5	636,5	640,2	641,0	643,6	646,5	646,7	655,9	652,0
1500	660,5	657,0	631,8	637,8	636,8	640,8	641,1	642,9	646,1	646,0	654,4	651,5
1400	659,0	655,4	632,3	638,0	637,0	639,8	640,8	643,0	645,7	645,6	653,5	650,0
1300	657,8	653,9	632,6	637,2	637,4	640,0	640,9	642,9	645,3	645,5	652,2	649,0
1200	656,9	653,0	633,4	637,5	637,4	640,5	640,9	642,4	645,1	644,9	651,9	648,5
1100	655,9	652,1	633,8	639,2	637,5	640,8	640,6	643,0	644,9	645,0	651,5	648,5
1000	654,5	650,5	634,4	638,9	637,9	641,0	640,8	642,5	644,3	644,3	650,3	647,1
800	651,5	649,0	635,6	640,1	638,3	641,3	640,6	642,5	643,5	643,8	648,4	645,9
700	650,0	647,8	636,3	640,3	638,7	640,0	640,6	641,5	643,3	642,7	647,4	644,7
600	648,6	646,0	636,9	639,3	638,9	640,5	640,8	641,5	642,8	642,3	646,4	644,0
500	647,9	644,8	637,6	640,0	639,3	640,7	640,8	641,5	642,5	642,1	645,6	643,6
400	646,5	644,5	638,1	640,0	639,7	640,5	640,7	641,1	642,3	641,5	644,7	642,6
300	644,8	642,0	638,8	640,2	639,9	640,5	640,7	640,8	641,9	641,1	643,8	641,9
Concentração: 50 g/l												
2000	676,5	672,5	650,8	657,7	653,4	658,6	656,9	659,9	660,8	661,8	668,2	665
1800	673,5	670,5	650,8	657,3	653,3	658	656,6	660,3	660,4	661,2	667,5	664
1600	671,5	668,5	651,6	657,7	653,2	658,8	655,6	659,5	659,7	660,5	665,8	662,5
1400	667,5	665,5	652,7	659,6	654,8	658,6	656,2	659	658,7	659,5	663,2	660,2
1100	664,5	661,5	653,5	658,1	654,5	658,3	655,9	658,5	657,4	658,2	660,7	658,5
Concentração: 70 g/l												
2000	670,5	667,5	652,7	660,2	654,3	660,2	656,7	661,8	659,6	661,5	665,3	663,4
1800	668,0	665,5	653,2	660,3	654,5	660,7	656,4	660,5	659,2	660,5	664,1	661,5
1600	665,5	663,5	653,3	660,1	654,3	659,6	655,8	659,6	658,0	659,0	662,3	660,3
1400	663,0	660,5	653,5	660,2	654,7	659,5	655,5	658,8	657,1	658,1	660,3	658,6
1100	659,5	656,5	655,1	660,9	655,0	659,3	655,1	658,0	655,5	656,6	657,6	655,6

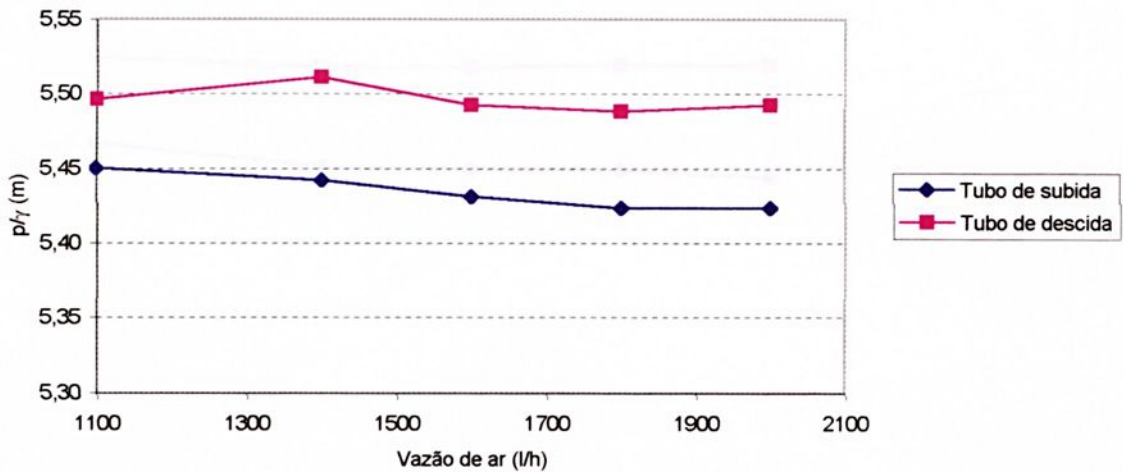




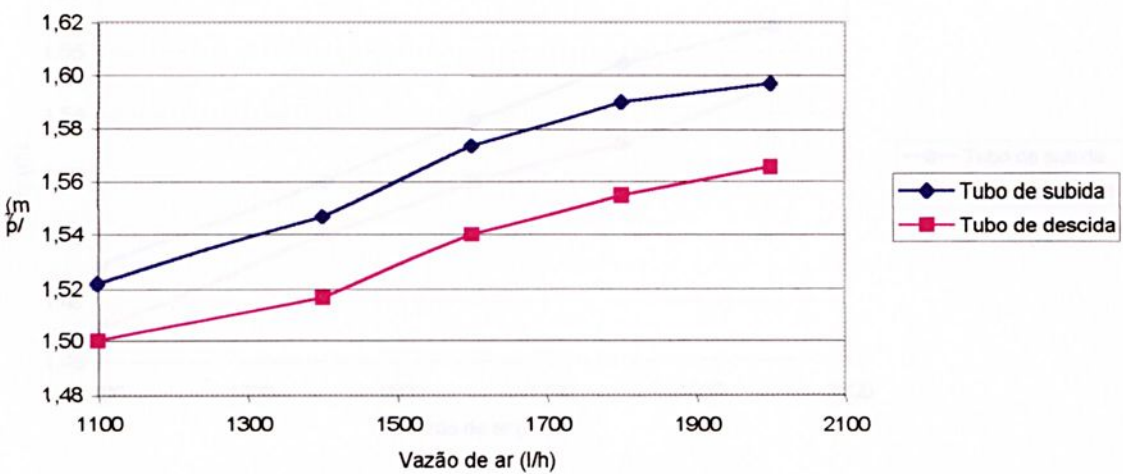
**Figura 1: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida.
(200-150) – 50 g/l.**



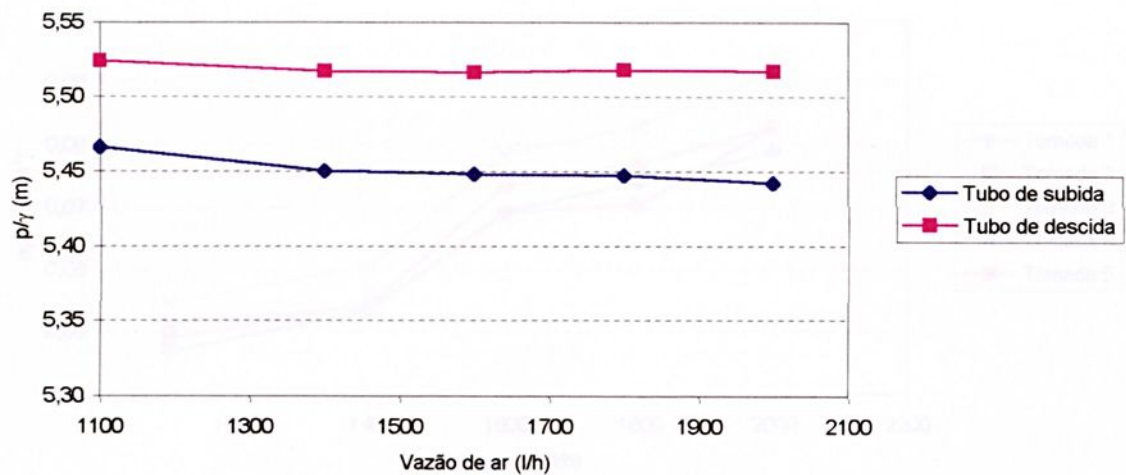
**Figura 2: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida.
(200-150) – 70 g/l.**



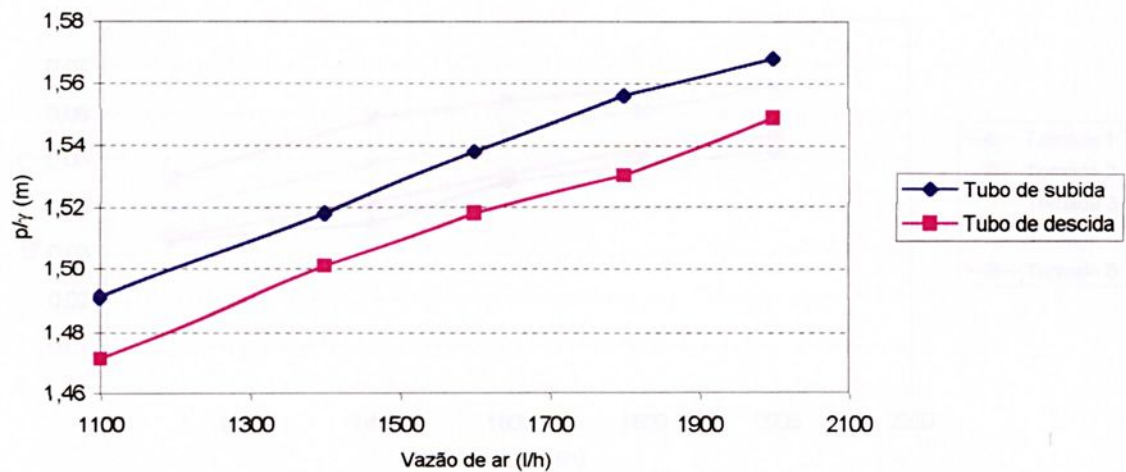
**Figura 3: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida.
(200-150) – 50 g/l.**



**Figura 4: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida.
(200-150) – 50 g/l.**



**Figura 5: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida.
(200-150) – 70 g/l.**



**Figura 6: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida.
(200-150) – 70 g/l.**

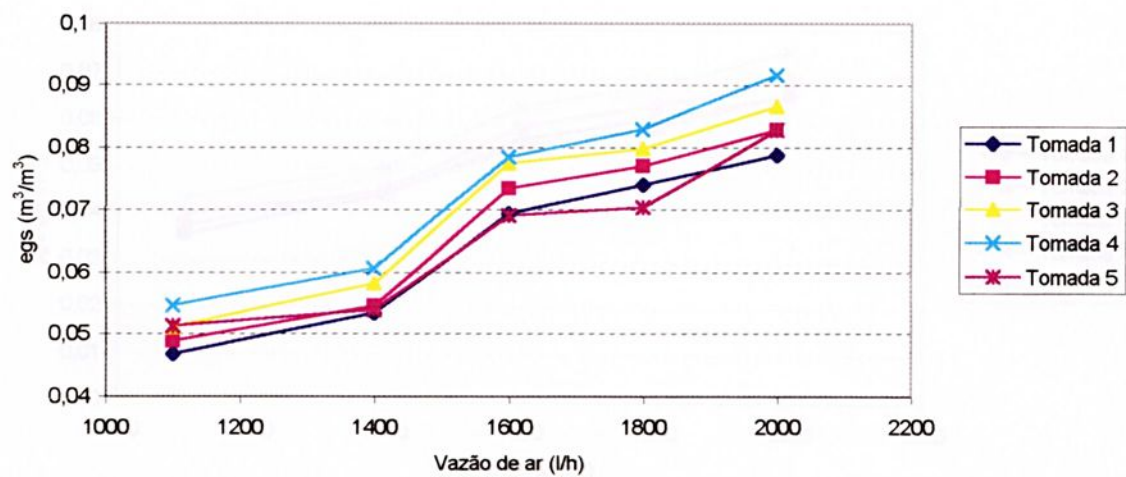


Figura 7: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-150) – 50 g/l.

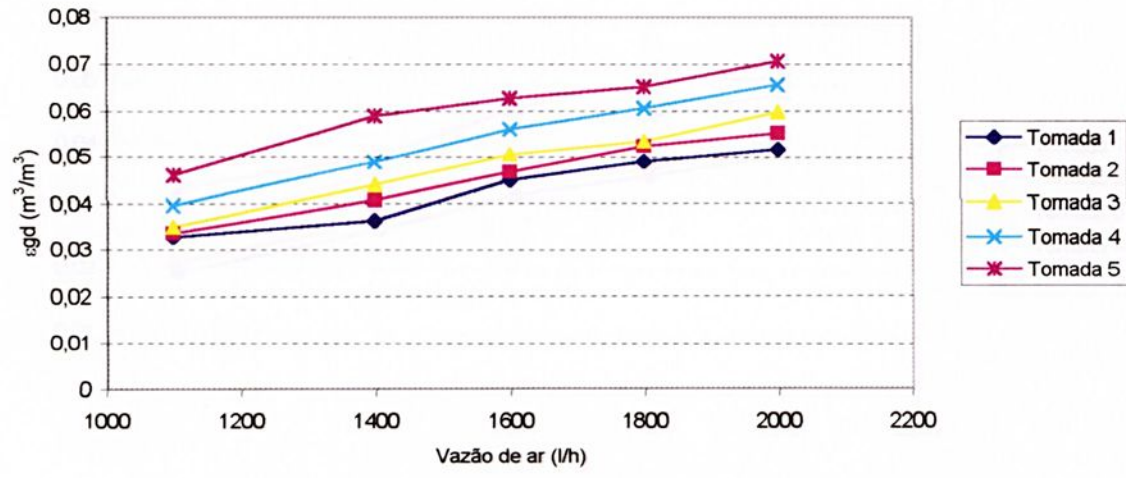


Figura 8: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-150) – 50 g/l.

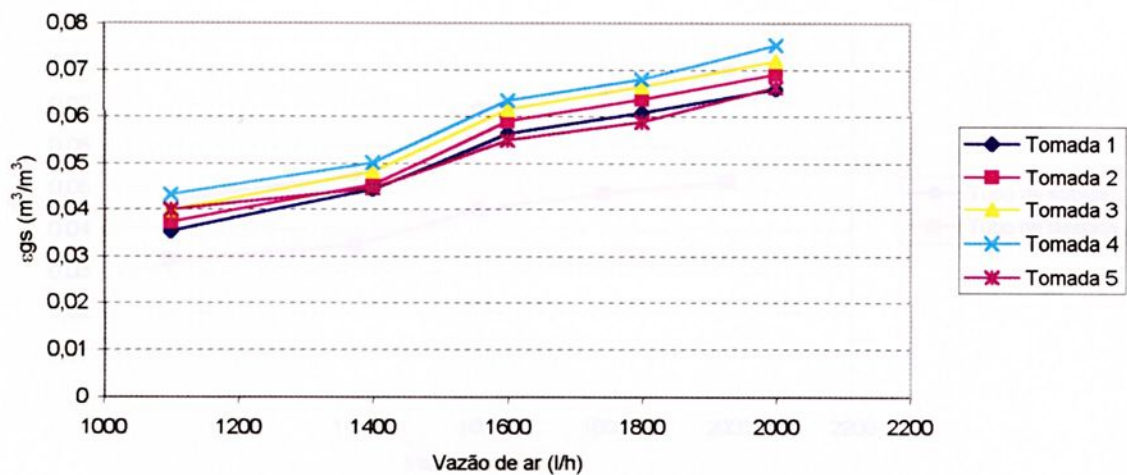


Figura 9: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-150) – 70 g/l.

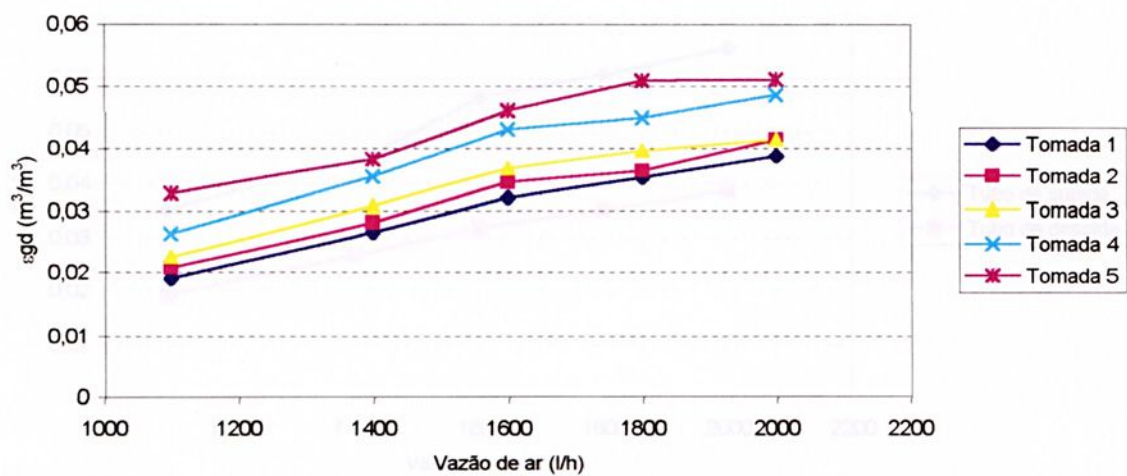


Figura 10: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-150) – 70 g/l.

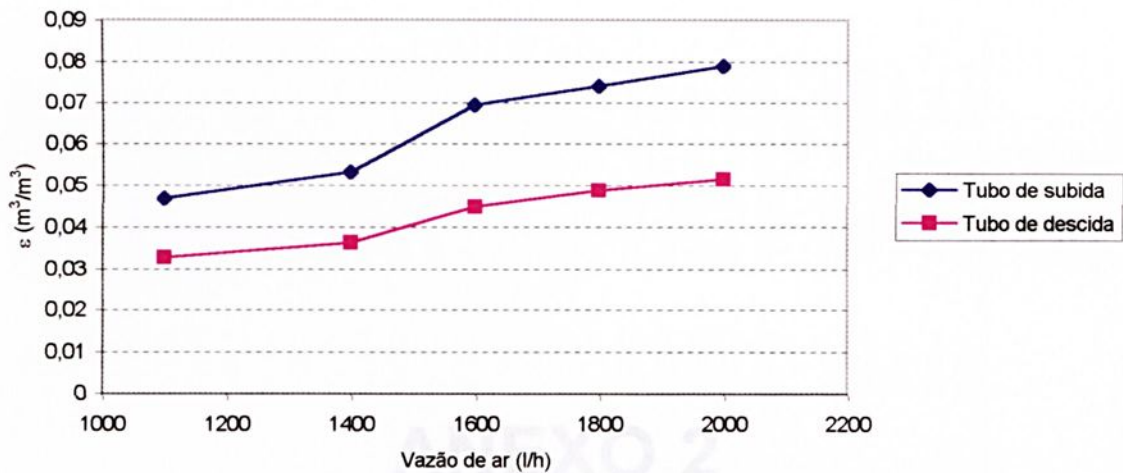


Figura 11: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – 50 g/l – Tomada 1.

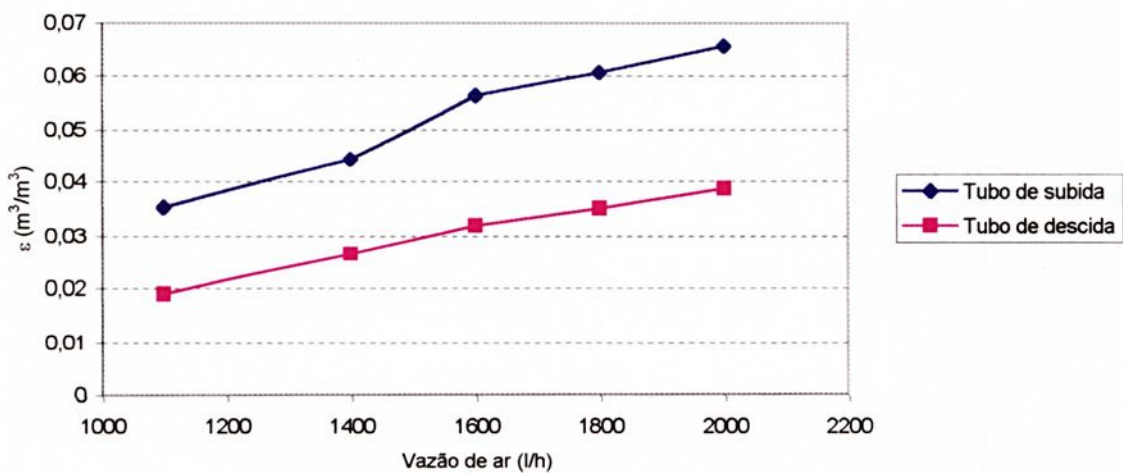


Figura 12: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – 70 g/l – Tomada 1.

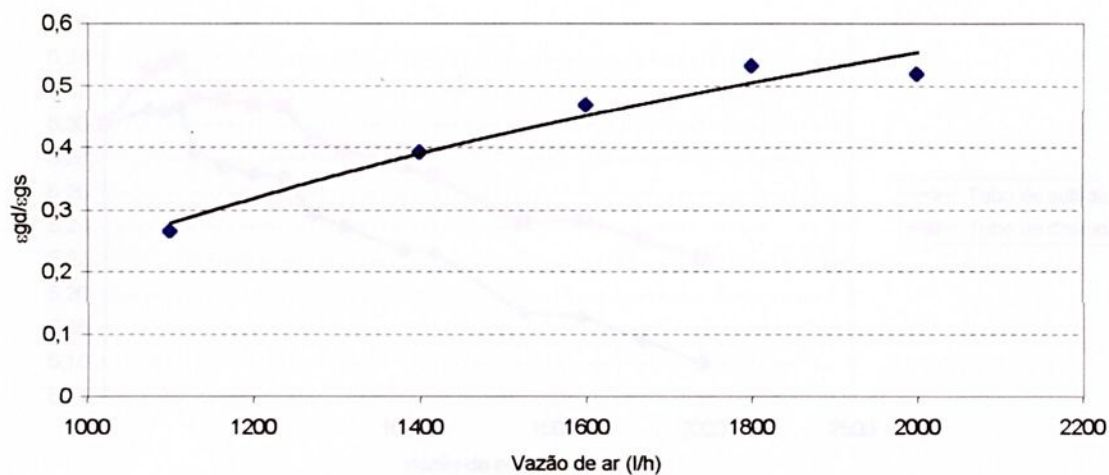
unesp

Módulo	Conc. da solução (mg/l)	Condição	51	52	53	54	55	56
Concentração: 0,00								
2000	653,6	0,00	624,8	630,7	630,1	637,9	642,9	647,8
1800	603,8	0,00	626,8	631,7	636,9	636,1	641,8	647,2
1600	656,0	0,00	627,8	631,5	636,6	636,6	640,7	646,2
1400	656,8	0,00	627,5	631,6	636,7	636,5	640,8	646,5
1100	656,0	0,00	629,0	633,6	637,7	638,9	638,3	641,8
1000	651,5	0,00	645,5	635,1	637,0	637,1	636,5	640,6
800	646,9	0,00	652,1	636,7	637,0	637,1	636,1	633,9
700	646,0	0,00	652,6	637,4	636,9	637,9	635,1	633,2
600	648,1	0,00	653,2	637,4	637,8	636,4	638,9	636,6
500	646,5	0,00	653,4	638,0	638,6	640,2	640,4	641,3
400	645,0	0,00	655,8	639,9	640,0	640,0	640,2	642,9
300	644,0	0,00	657,0	640,2	639,2	640,3	640,3	640,7
250	645,0	0,00	657,0	640,4	638,7	640,7	640,8	641,3
200	644,5	0,00	643,1	640,6	641,0	642,0	642,0	642,7
150	645,8	0,00	642,8	642,0	640,8	642,2	642,2	642,4
100	645,8	0,00	642,1	642,2	640,9	642,3	642,4	642,0
2000	653	0,00	641,7	641,5	640,9	642,3	641,9	640,8
1800	653	0,00	644,5	643,4	643,8	644,3	646,9	649,8
1600	650,0	0,00	644,8	643,9	642,8	644,4	646,1	648,3
1400	650,0	0,00	645,6	643,7	643,6	643,6	644,3	647,1
1200	650,5	0,00	647,1	644,2	643,5	644,1	645,4	645,3
1100	651,0	0,00	648,0	644,5	643,9	644,6	646,4	646,5
2000	659,0	0,00	641,2	642,5	644,3	646,6	646,2	647,3
1800	659,0	0,00	650,1	642,5	644,3	645,7	646,5	647,1
1600	656,2	0,00	650,6	642,9	644,6	645,9	647,1	648,3
1400	654,0	0,00	652,1	643,6	645,1	645,6	644,4	645,1
1200	651,0	0,00	652,5	643,6	644,9	647,1	646,2	643,7
1000	648,0	0,00	644,4	645,1	645,1	648,4	645,9	643,6

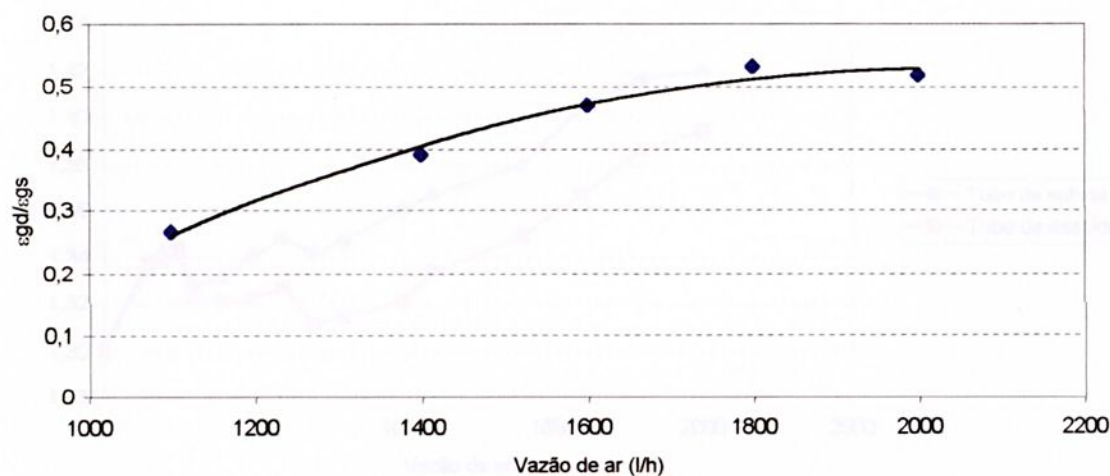
Tabela.2: Dados referentes ao ensaio no reator (200-100)

Vazão (l/h)	Cota da superf. (cm)		Cota no piezômetro (cm)									
	Subida	Descida	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4	S5	D5
Concentração: 0 g/l												
2000	663,9	659,4	624,5	630,7	629,5	633,7	636,1	637,9	642,9	642,6	650,5	647,9
1800	663,3	659,2	625,9	631,8	630,7	634,6	636,9	638,1	643,1	641,9	650,2	647,2
1600	660,0	656,5	627,3	633,0	631,5	634,6	636,9	636,6	642,6	640,0	649,0	645,2
1400	656,2	652,5	627,5	632,8	631,6	634,1	635,7	635,6	641,0	638,6	646,5	643,4
1100	654,0	650,5	631,0	635,5	634,0	636,1	637,7	636,9	641,6	638,3	645,2	641,9
1000	651,5	648,5	631,1	636,1	634,2	636,7	637,0	637,1	640,5	638,1	644,5	640,6
800	649,9	646,0	632,5	637,0	634,7	637,4	636,9	637,9	640,1	638,1	643,2	639,9
700	648,0	645,0	633,2	637,6	635,1	638,0	637,6	638,4	639,9	638,6	642,7	639,6
600	648,1	645,0	635,4	639,6	636,9	639,9	638,6	640,2	641,1	640,4	643,3	641,2
500	646,5	643,2	635,6	639,7	637,0	640,0	638,6	640,0	640,4	640,2	642,6	640,7
400	645,0	642,5	636,0	640,0	637,1	640,2	638,2	640,2	639,7	640,2	641,6	640,6
300	644,0	641,5	637,0	640,1	637,9	640,4	638,7	640,2	639,9	640,3	641,3	640,7
250	645,0	643,5	639,6	642,5	640,2	642,6	641,0	642,7	642,0	642,6	643,1	642,7
200	644,5	642,6	639,3	642,1	640,0	642,2	640,9	642,2	641,8	642,2	642,7	642,4
150	643,8	642,5	639,4	641,7	640,1	641,8	640,9	642,0	641,4	641,9	642,4	642,0
Concentração: 50 g/l												
2000	663	658,5	636	644,5	639,4	644,3	643,4	644,9	647,9	646,5	653,8	649,6
1800	660,8	656,8	636,9	644,8	639,9	644,4	643,4	644,1	647,1	645,1	651,9	648,8
1600	658,5	654,3	638,1	645,9	640,7	645	643,6	643,8	646,6	644,5	650,7	647,1
1400	656,3	652,5	639,4	647,1	641,2	645,2	643,5	644,1	646,1	643,4	649,2	645,3
1100	651,9	648,3	641,2	648,9	642,5	647,4	643,8	645,4	645,2	644,4	647,3	643,5
Concentração: 70 g/l												
2000	659,0	654,8	641,2	650,1	642,5	647,8	644,8	645,7	647,6	645,3	651,5	647,1
1800	656,2	652,5	641,7	650,6	642,9	647,9	644,8	645,9	647,1	644,9	650,2	646,3
1600	654,0	650,7	643,2	652,1	643,6	649,1	645,1	646,6	646,9	644,4	649,1	645,1
1400	651,9	648,5	644,1	652,5	643,9	649,8	644,9	647,1	646,0	644,2	647,6	643,7
1100	648,0	645,0	645,9	654,4	645,1	651,6	645,1	648,4	645,0	646,1	645,9	643,6





**Figura 13: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida
(200-100) – 50 g/l**



**Figura 14: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida
(200-100) – 70 g/l**

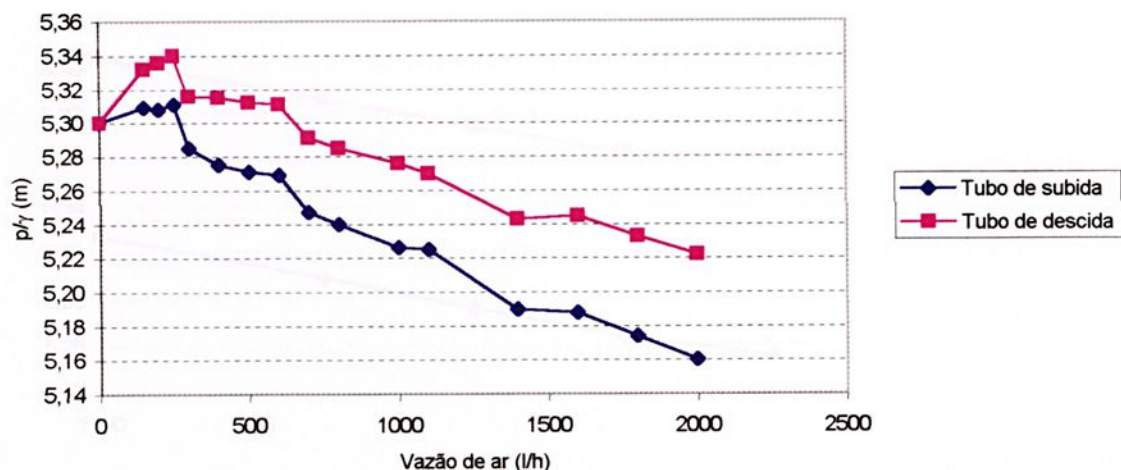


Figura 15: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida (200-100) – Água limpa

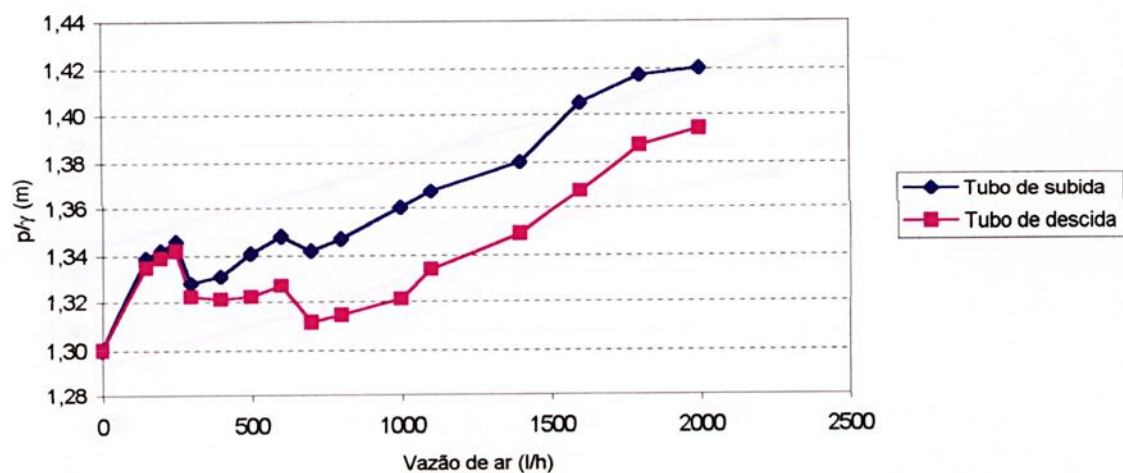
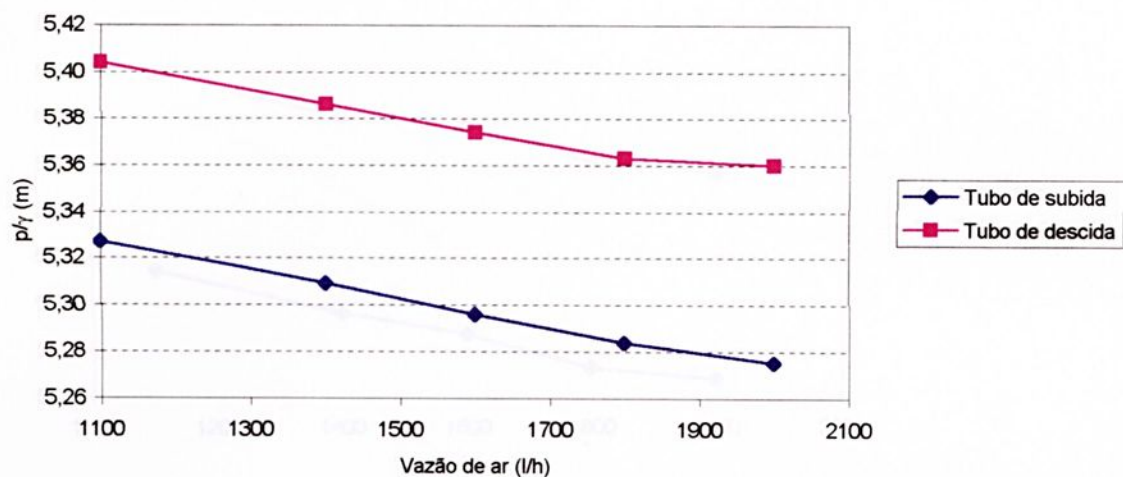
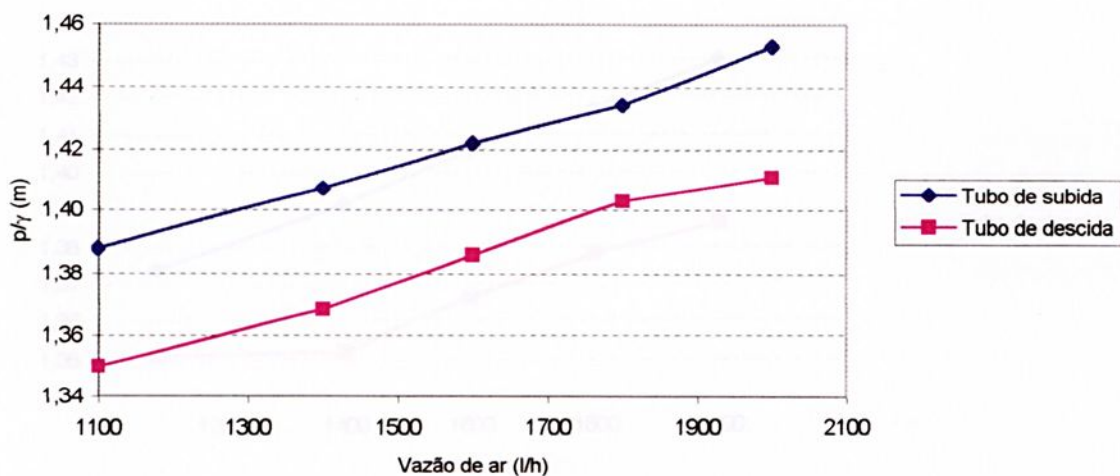


Figura 16: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida (200-100) – Água limpa



**Figura 17: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida
(200-100) – 50 g/l**



**Figura 18: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida
(200-100) – 50 g/l**

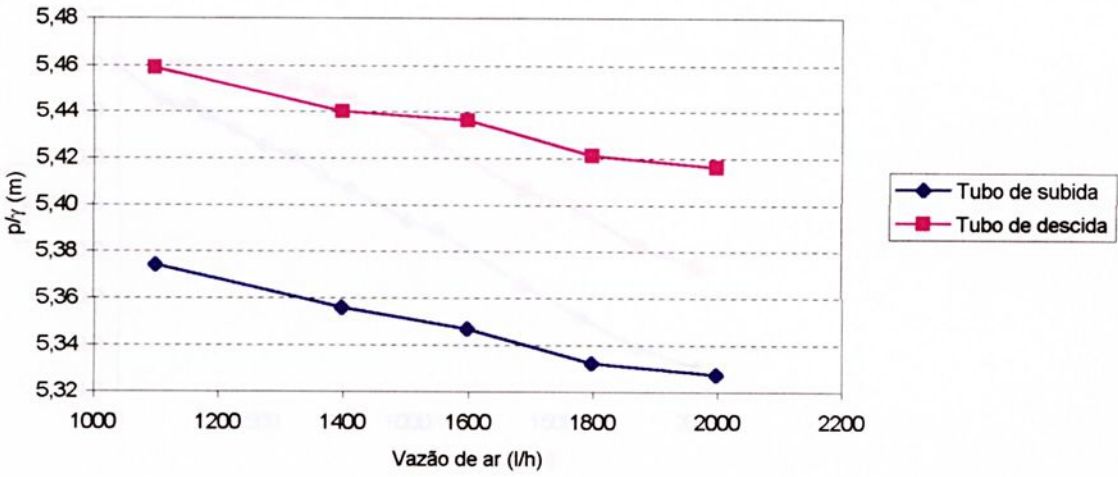


Figura 19: Comportamento das pressões na tomada 1 do tubo de subida e descida.
(200-100) – 70 g/l.

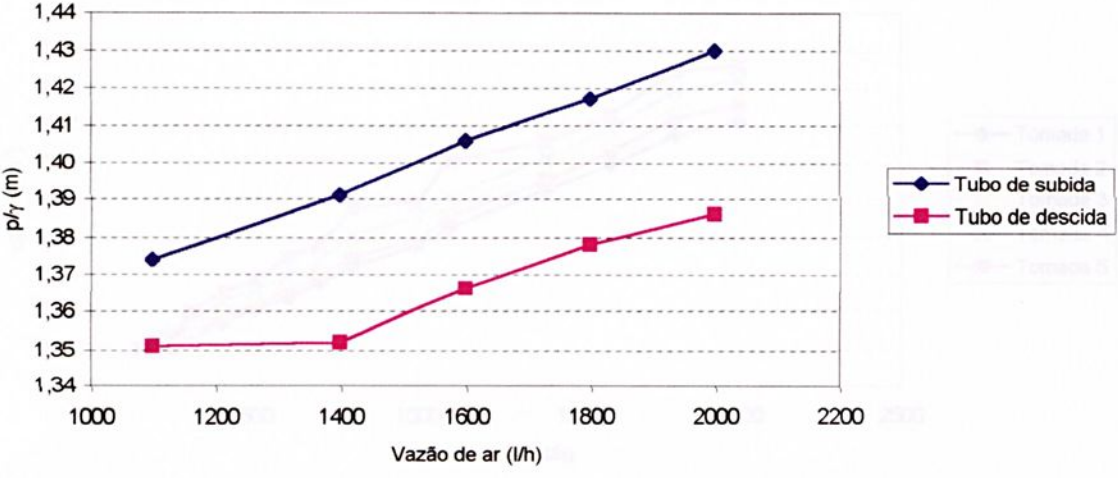


Figura 20: Comportamento das pressões na tomada 5 do tubo de subida e descida.
(200-100) – 70 g/l.

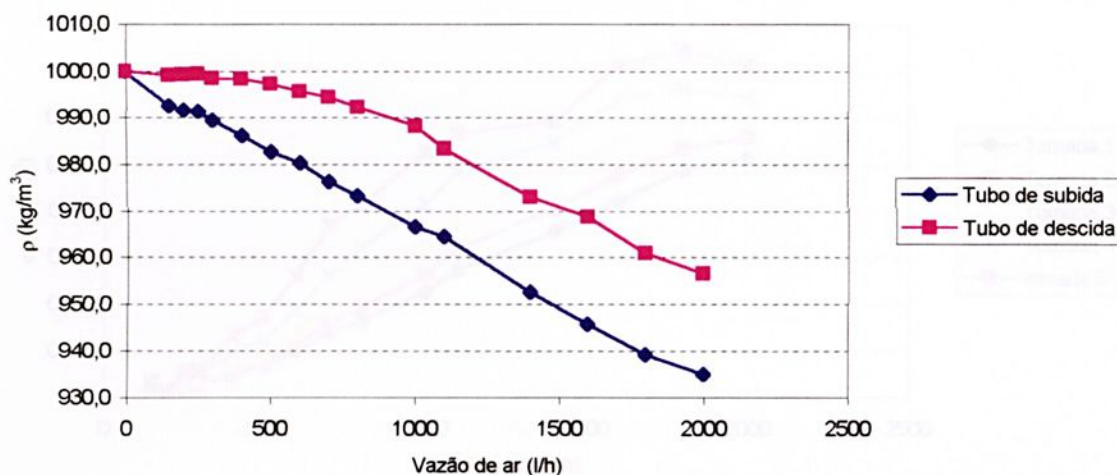


Figura 21: Comportamento da densidade do leito no tubo de subida e descida.
(200-100) – água limpa.

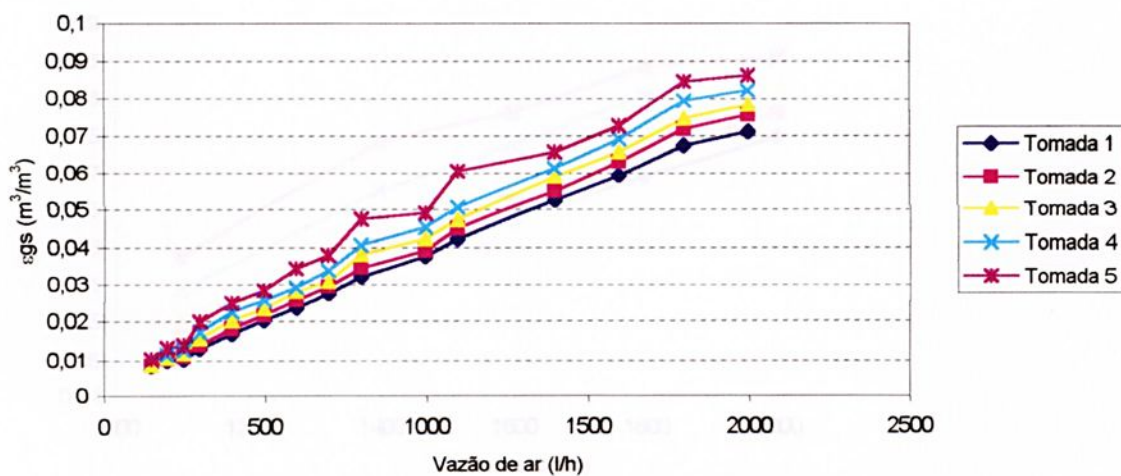
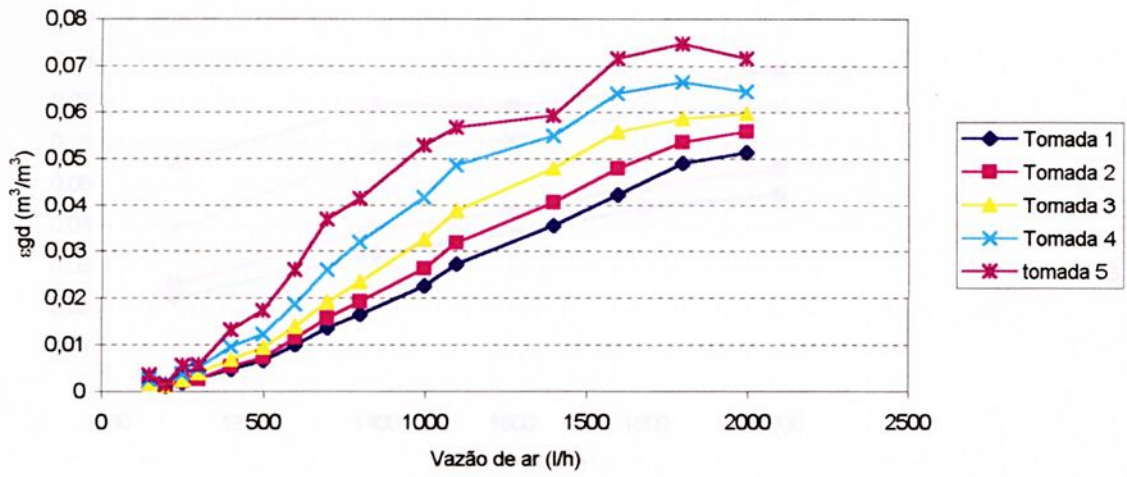
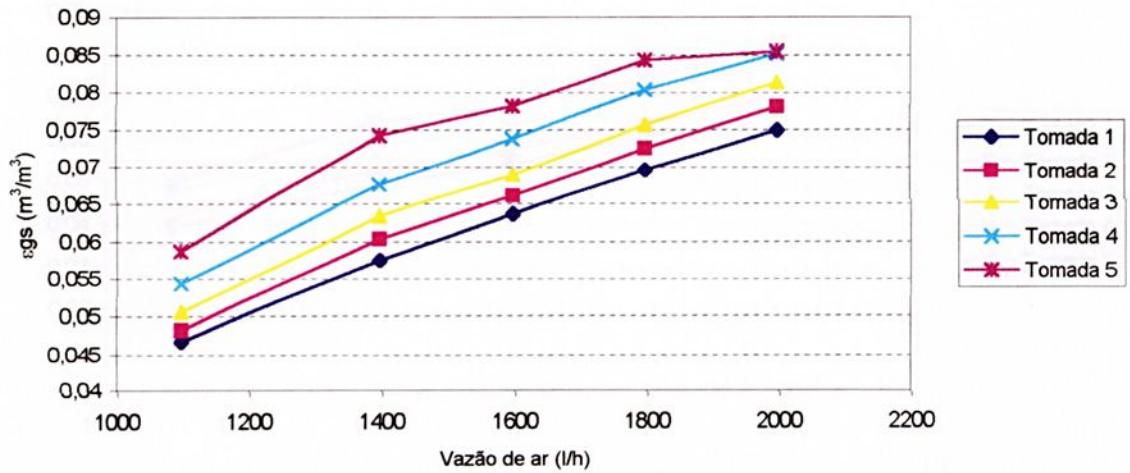


Figura 22: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-100) – água limpa.



**Figura 23: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-100) – água limpa.**



**Figura 24: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-100) – 50 g/l.**

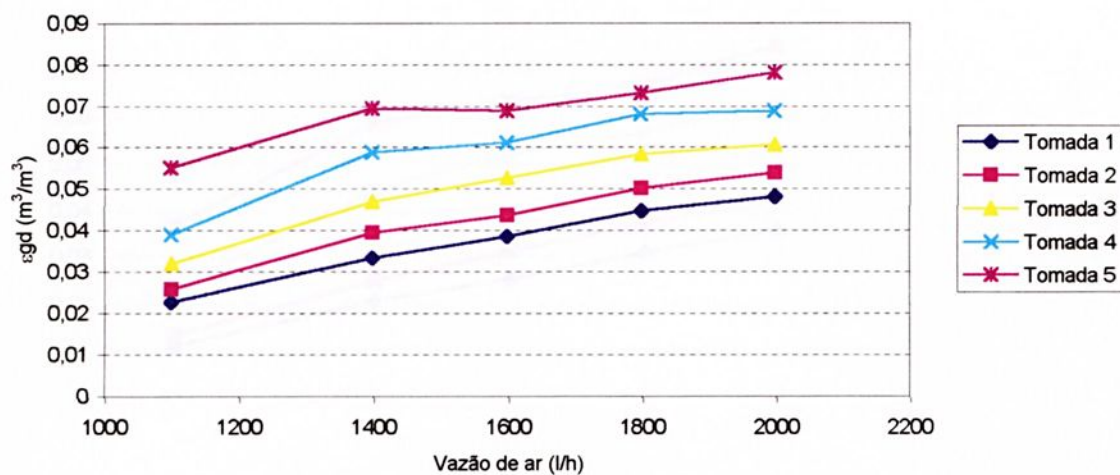


Figura 25: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-100) – 50 g/l.

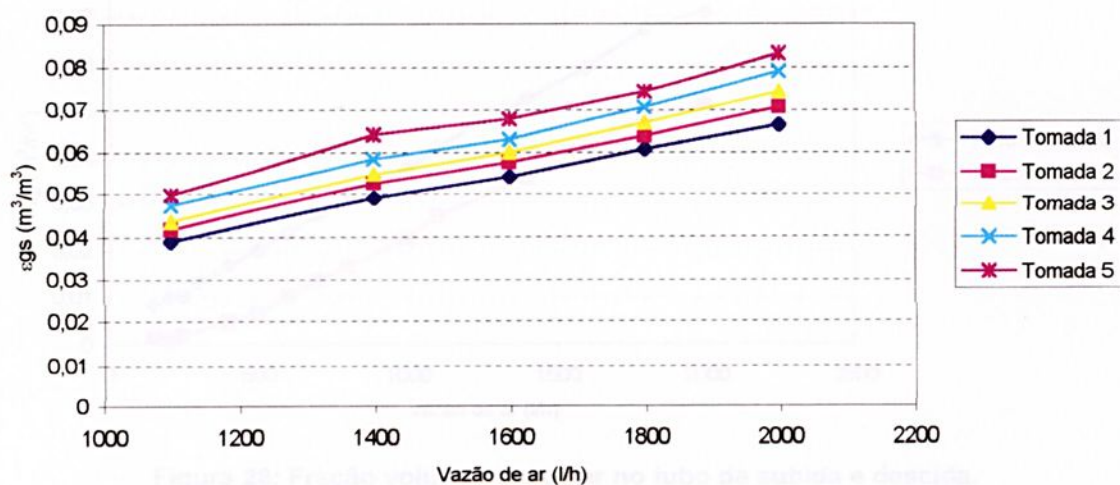


Figura 26: Fração volumétrica de ar no tubo de subida.
(200-100) – 70 g/l.

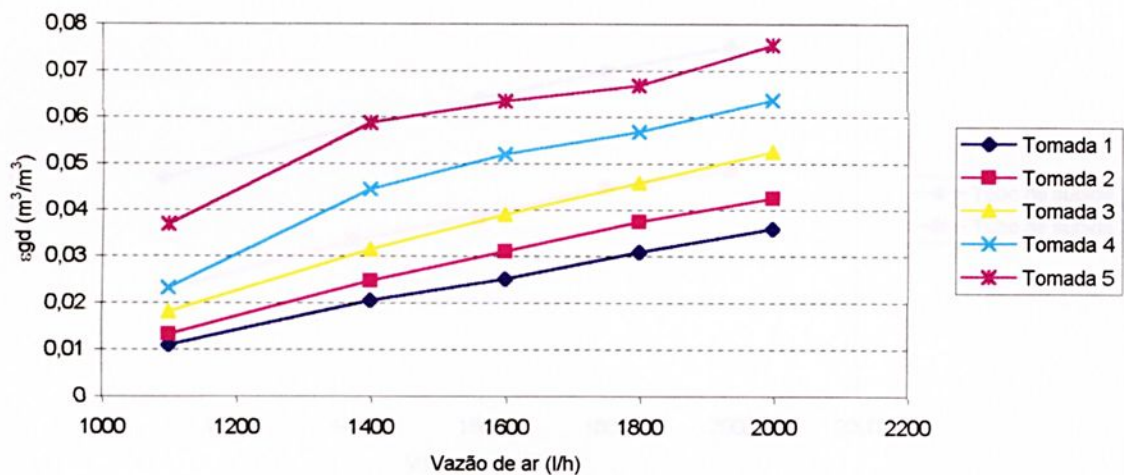


Figura 27: Fração volumétrica de ar no tubo de descida.
(200-100) – 70 g/l.

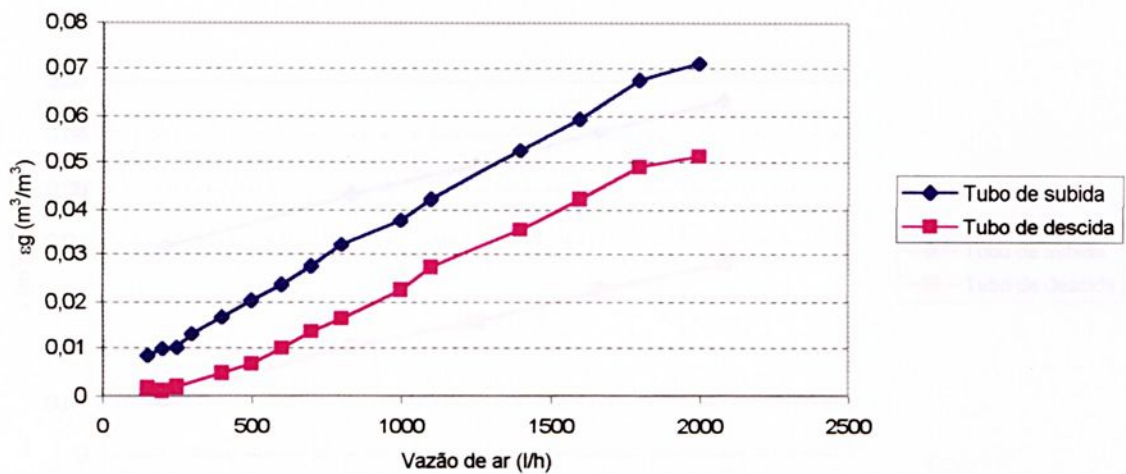


Figura 28: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – água limpa – Tomada 1.

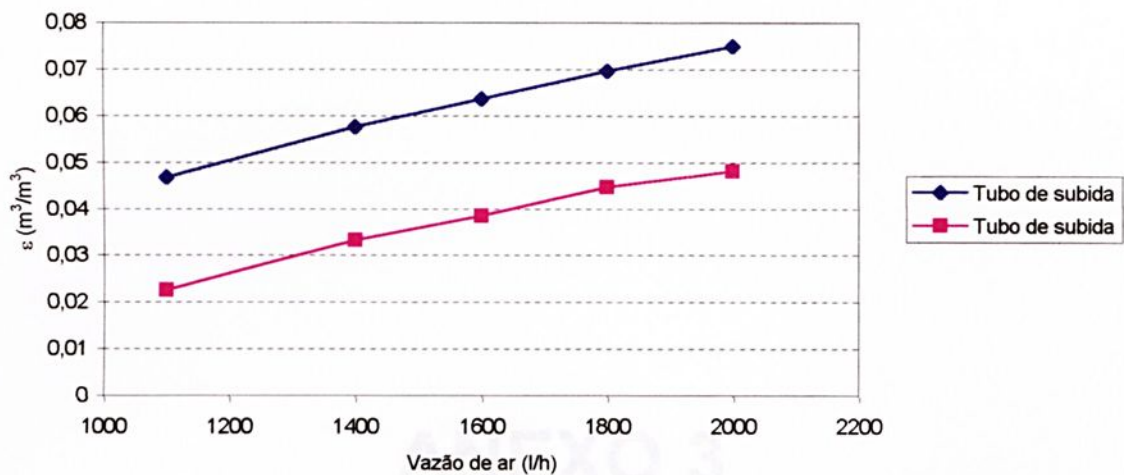


Figura 29: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – 50g/l – Tomada 1.

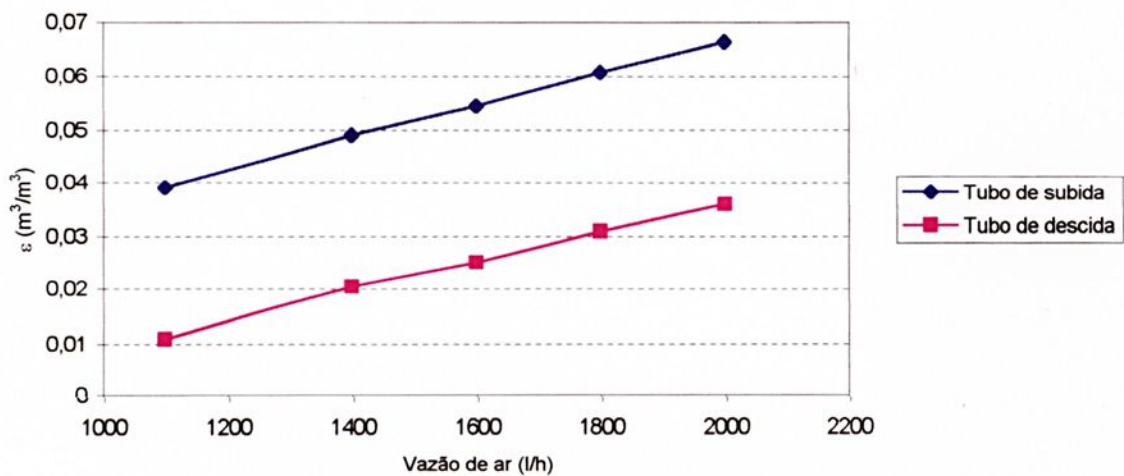


Figura 30: Fração volumétrica de ar no tubo de subida e descida.
(200-150) – 70g/l – Tomada 1.

ANEXO 3

Efeito da adição de areia nos reatores (200-150) e (200-100)



Figura 31: Fração volumétrica de ar no tubo de subida em função da concentração de areia (200-100).

ANEXO 4

Efeito do diâmetro

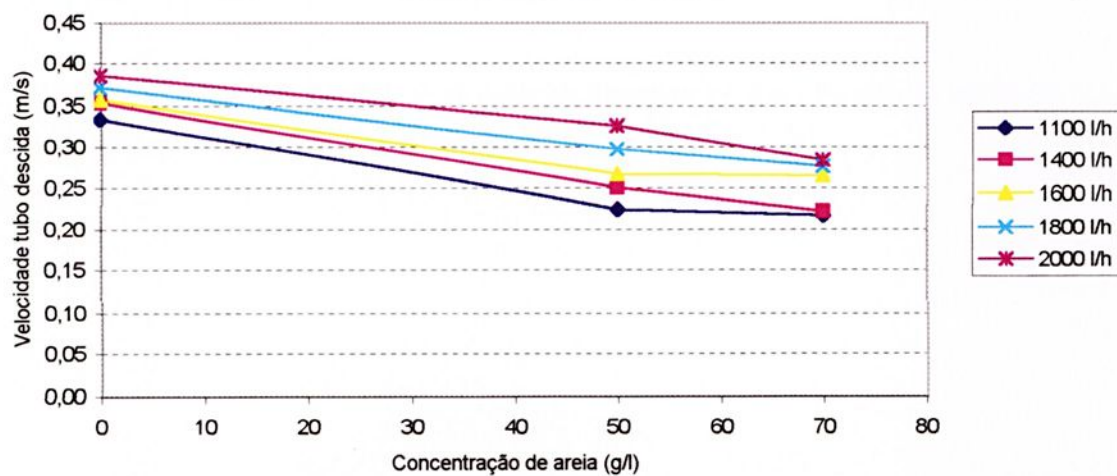


Figura 31: Fração volumétrica de ar no tubo de subida em função da concentração de areia. (200-100).

ANEXO 4

Efeito do diâmetro

Figura 22: Variação da velocidade de fluxo em função do diâmetro da tubulação e da vazão de ar.



Figura 23: Variação da velocidade de fluxo em função do diâmetro da tubulação e da vazão de ar.

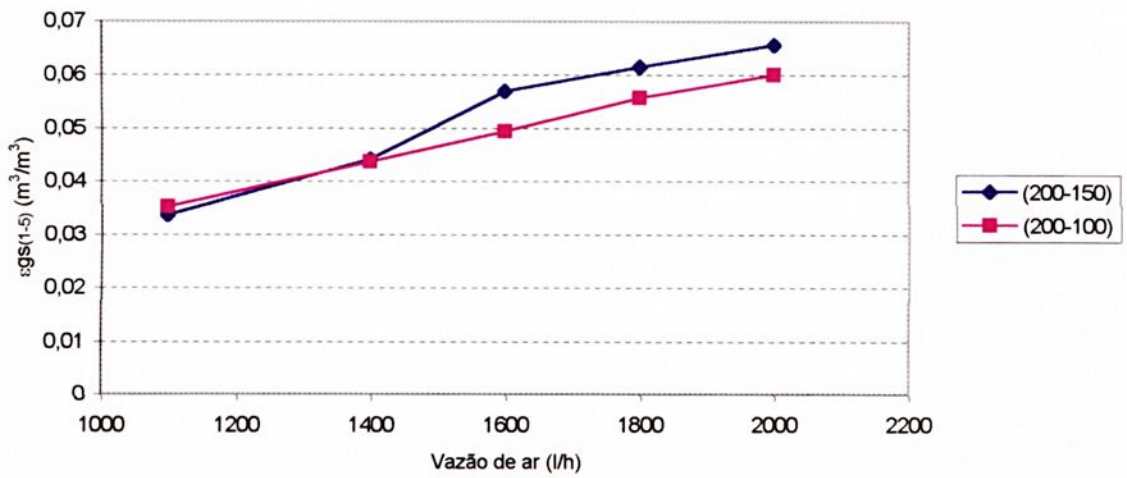


Figura 32: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar.
(tubo de subida – 70 g/l).

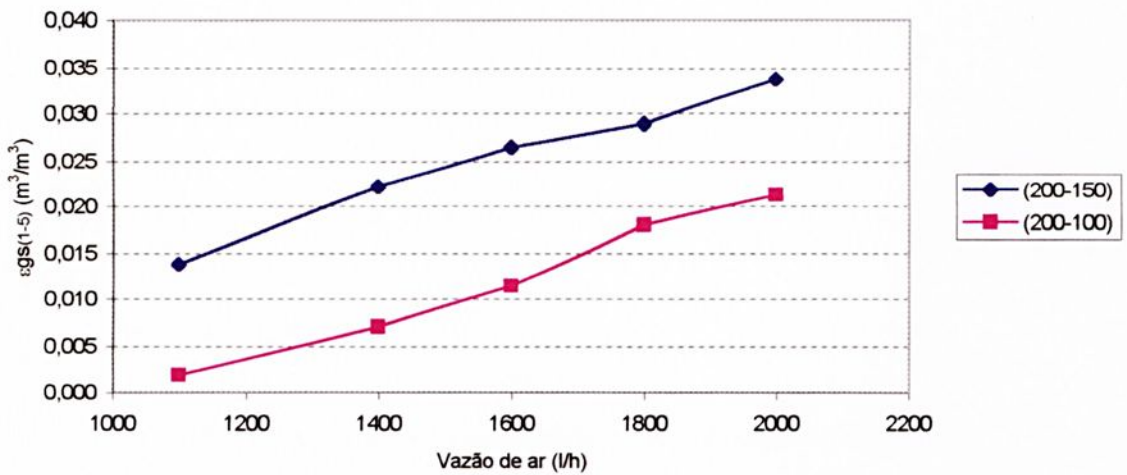


Figura 33: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar
(tubo de descida – 70 g/l)



Figura 34: Velocidade de circulação do líquido no tubo de dióxido.

(1000-1500) – 50 g/s

ANEXO 5

Velocidade de circulação



Figura 35: Velocidade de circulação do líquido no tubo de dióxido.

(200-400) – 70 g/s

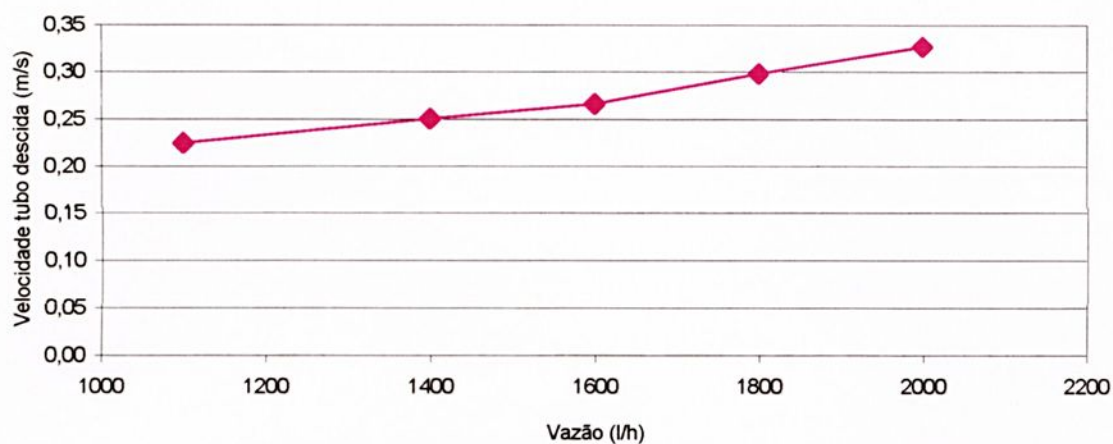


Figura 34: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-100) – 50 g/l.

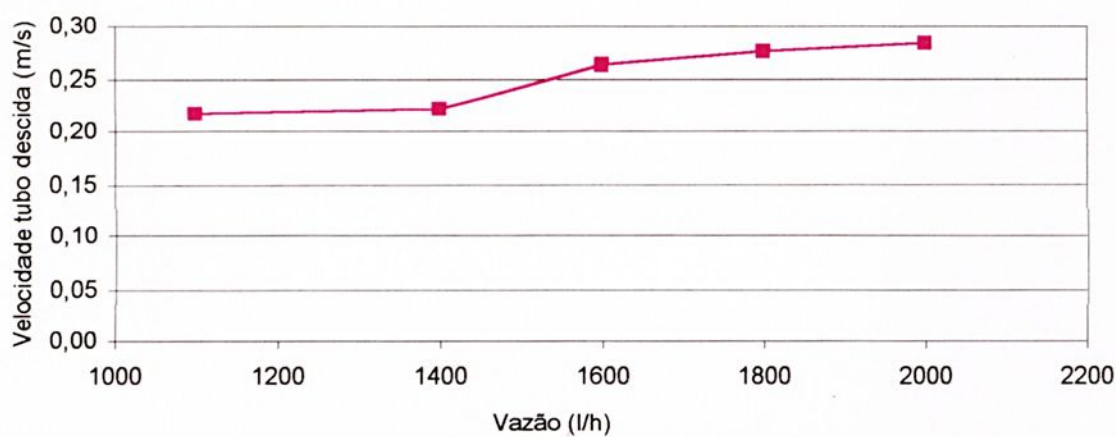


Figura 35: Velocidade de circulação do líquido no tubo de descida.
(200-100) – 70 g/l.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

Câmpus de Ilha Solteira
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil
Av. Brasil Centro, 56
15385-000 Ilha Solteira - SP
www.dec.feis.unesp.br

