unesp

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Pós-Graduação em Engenharia Civil

MESTRADO

1210001277

HIDRODINÂMICA DE REATORES AERÓBIOS RETANGULARES DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO

DANIEL HENRIQUE EGAS MILANESE

Ilha Solteira - SP

cm 1 2 3 4 5 6 7 8 unesp 12 13 14 15 16 17 18 19

unesp
UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL

HIDRODINÂMICA DE REATORES AERÓBIOS RETANGULARES DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO

Daniel Henrique Egas Milanese

Proc. 071/2002 - VRD 37

UNESP - "CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA"	
SERVIÇO TÉC. DE BIBLIOTECA E DOCUMENTAÇÃO	
DATA DE CHEGADA	DATA DE TOMBO
06.5.02	30.5.02
REGISTRO	TOMBO
Aulza	Te. 1277
AQUISIÇÃO	CLASSIFICAÇÃO
Doação Autor R$10,00	M637h

1210001277

Sys 215685
Sys 56141

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

Orientador: **Prof. Dr. Milton Dall'Aglio Sobrinho**

Ilha Solteira
Março de 2002.

"HIDRODINÂMICA DE REATORES AERÓBIOS RETANGULARES DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO"

Daniel Henrique Egas Milanese

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. Rodrigo de Melo Porto – EESC/USP

Prof. Dr. Tsunao Matsumoto – UNESP

Ilha Solteira/SP, março de 2002

unesp

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, pelo carinho e paciência.

À minha namorada Érica Regina Ueno pelo apoio e motivação.

Ao orientador Prof. Dr. Milton Dall'Aglio Sobrinho, por toda orientação dada neste trabalho e também pela confiança depositada na minha capacidade de realizá-lo.

À equipe de reatores aeróbios de leito fluidizado, Tibério Navarrete Hernandez e Humberto Carlos Ruggeri Júnior, por toda ajuda dada na parte experimental desta dissertação e também demais colegas da pós-graduação por todo apoio incentivo.

Aos técnicos do Laboratório de Engenharia Civil, pela ajuda dada na montagem e manutenção do experimento.

À comissão examinadora que bem aceitou contribuir na discussão e certamente no enriquecimento deste trabalho.

Aos professores e funcionários do Departamento de Engenharia Civil.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 1 12 13 14 15 16 17 18

RESUMO

Os reatores de leito fluidizado com circulação constituem uma tecnologia recente para tratamento biológico de águas residuárias, que elimina alguns inconvenientes de processos convencionais, tais como as grandes áreas utilizadas pelas lagoas de estabilização e os eventuais maus odores causados por elas. Esses reatores são aerados com jatos de ar que gera movimento de circulação do líquido que mantém em suspensão o meio suporte, no qual desenvolve-se o biofilme responsável pela remoção da matéria orgânica. A taxa de ar injetada com os aeradores é responsável também pelo controle da espessura do biofilme. Portanto os reatores contêm um meio trifásico, constituído de esgoto (fase líquida), ar (fase gasosa) e meio suporte (fase sólida).

Com base no comportamento hidrodinâmico o trabalho apresentou resultados de velocidade circulação do líquido e efeitos da expansão do leito em um reator retangular. O conhecimento dos efeitos da expansão proporcionou a determinação das perdas de cargas singulares e distribuídas no reator. Foi determinado também o comportamento da circulação homogênea. A verificação desses resultados visa aumentar a eficiência no tratamento de esgoto doméstico e possibilitou estabelecer uma modelagem inicial do fenômeno e identificar parâmetros para desenvolvimento futuro de estratégias de controle para otimização do funcionamento.

A bancada experimental foi constituída por um reator em escala piloto de 3 m de altura e seção transversal de 15 x 18 cm e um quadro de piezômetros para leituras de pressão e determinar frações volumétricas do gás. Para determinação de velocidade de circulação foi utilizado um sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica que empregou o NaCl como traçador.

Para verificar os efeitos da abertura de circulação inferior foram realizados levantamentos com variação da área de abertura inferior (60 cm^2, 90 cm^2 e 120 cm^2) e mantendo fixa a área da abertura superior (120 cm^2). Os ensaios foram conduzidos com água limpa e três concentrações de areia (60 g/l, 80 g/l e 100 g/l). Para verificar o efeito da abertura superior com água limpa, foi fixada a abertura inferior em 120 cm^2, variando a abertura superior (60 cm^2 e 96 cm^2) e o nível estático do leito (2,60 m e 2,68 m). Isso proporcionou determinar a velocidade de circulação, frações volumétricas do gás, circulação homogênea e perdas de cada configuração do reator.



As perdas foram determinadas com ensaios de água limpa e utilizou-se um balanço de energia que considerou a possibilidade de trocas de energia entre as fases líquida e gasosa, contrariando modelos da bibliografia que apenas consideram a fase líquida (HEIJNEN et al., 1997; COCKX et al., 1997; COUVERT et al., 1999).

As frações volumétricas médias dos dutos de subida e descida apresentaram um crescimento aproximadamente linear com as vazões de ar, sendo pouco afetadas pela presença de areia, em concentrações de até 100 g/l. Como resultado sobre a velocidade de circulação, verificou-se que com o aumento da área de circulação inferior ocorreu uma diminuição das velocidades. Isso foi explicado com resultados que apontaram que as perdas distribuídas no duto de subida aumentaram com o aumento da abertura de circulação inferior, pois havia muito mais contato do líquido com as bolhas de ar. As perdas distribuídas no duto de subida foram bem significativas, provocando a diminuição da velocidade de circulação e consequentemente da vazão de circulação do líquido quando aumentava a abertura. Os resultados dos ensaios de perda mostraram-se bem consistentes, justificando assim a discordância com os modelos convencionais propostos na literatura.

Com relação ao comportamento na retomada da operação após a parada do reator, verificou-se que foram necessárias maiores vazões de ar para a suspensão inicial da areia do que as necessárias para manter a fluidização homogênea e que o aumento da área de circulação inferior facilitou a suspensão inicial, exigindo menores vazões de ar.

Palavras Chave: Hidrodinâmica, reator aeróbio, trifásico, perda de carga

unesp

Sumário

1- INTRODUÇÃO 1

2- OBJETIVO 5

3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 6

3.1- Conceitos básicos do reator aeróbio de leito fluidizado com circulação 6

3.1.1- Fenômeno da Fluidização 6

3.1.2- Reatores aeróbios com circulação 8

3.1.3 - Regime de circulação de bolhas 11

3.2- Modelos hidrodinâmicos 16

3.2.1- Modelo de Heijnen et al. para regime 3 16

3.2.2- Modelo de Couvert et al. para 2 fases (gás, líquido) 20

3.2.3- Modelagem de Cockx et al. 25

3.2.4- Modelo de Camarasa et al. 28

3.2.5- Modelo desenvolvido por Merchuk e Berzin 31

3.3- Resultados experimentais 36

3.3.1- Dados de Heijnen et al. em meios trifásicos 36

3.3.2- Resultados de Couvert et al. para meios bifásicos 37

3.3.3- Comportamento de três reatores com características construtivas diferentes 41

3.3.4- Dados de Camarasa et al. 49

3.3.5- Levantamentos de Korpijarvi et al. 52

4- MATERIAIS 55

4.1- Bancada experimental 55

4.2- Modelo do reator 56

4.3- Sistema de aeração 58

4.4- Sistema de medição de pressões 58

4.5- Sistema para medição de velocidades 59

5- MÉTODOS 60

5.1- Ensaios a serem realizados 60

5.1.1- Fluidização mínima 61

5.1.2- Efeito da área de abertura inferior 61

5.1.3- Efeito da área de abertura superior 62

5.2- Métodos dos ensaios 63

5.2.1- Determinação da fluidização mínima (observação qualitativa) 63

5.2.2- Determinação da expansão e fração volumétrica do meio 63

5.2.2.1- *Meios bifásicos (líquido e gás)* 63

unesp

5.2.2.2- *Meios trifásicos (líquido, gás e sólidos)* 64

5.2.3- Medição da velocidade e tempo de mistura 66

5.3- Determinação da perda de carga 68

6- RESULTADOS E DISCUSSÃO 74

6.1- Efeito da área de abertura inferior 74

6.1.1- Dados da expansão do leito com água limpa 74

6.1.2- Dados da expansão do leito com areia 77

6.1.3- Discussão dos efeitos sobre a expansão do leito 79

6.1.4- Velocidade de circulação com água limpa 83

6.1.5- Velocidade de circulação com areia 85

6.1.6- Discussão dos efeitos sobre a velocidade de circulação 86

6.1.7- Fluidização mínima na partida hidráulica e na circulação 90

6.2- Efeito da área de abertura superior 93

6.2.1- Expansão do leito 93

6.2.2- Discussão dos efeitos sobre a expansão do leito 95

6.2.3- Velocidade de circulação 97

6.2.4- Discussão dos efeitos sobre a velocidade de circulação 99

6.3- Caracterização do tempo de mistura 100

6.4- Determinação da perda de carga 104

6.5- Comparação com resultados previstos nos modelos da literatura 110

7- CONCLUSÃO 114

8- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 118

9- BIBLIOGRAFIA CONSULTADA 120

10- ANEXOS

Anexo 1: Dados obtidos dos ensaios de expansão do leito, velocidade de circulação do líquido e fluidização mínima A- 1

Anexo 2: Figuras contendo gráficos com a 1ª situação (Área de abertura inferior de 60 cm^2 e superior de 96 cm^2) A-12

Anexo 3: Figuras contendo gráficos com a 2ª situação (Área de abertura inferior de 90 cm^2 e superior de 96 cm^2) A-20

Anexo 4: Figuras contendo gráficos com a 3ª situação (Área de abertura inferior de 120 cm^2 e superior de 96 cm^2) A-29

Anexo 5: Figuras contendo gráficos com a 4ª situação (Área de abertura superior de 60 cm^2 e 96 cm^2) (Área de abertura inferior de 120 cm^2) A-38

Anexo 6: Figuras contendo gráficos de comparação entre as situações 1, 2 e 3 (Efeito com abertura inferior) A-44

Anexo 7: Figuras contendo gráficos com a situação 5 (Determinação da fluidização mínima) A-48

Anexo 8: Figuras contendo gráficos de determinação de perda de carga do reator (Efeito com abertura inferior – área de abertura superior fixa de 96 cm^2) A-53

Anexo 9: Figuras contendo gráficos de determinação de perda de carga do reator (Efeito com abertura superior – área de abertura inferior fixa de 120 cm^2) A-56

Anexo 10: Figuras contendo gráficos dos ensaios de velocidade de circulação do líquido (Área de abertura inferior de 60 cm^2 e superior de 96 cm^2) A-60

Anexo 11: Figuras contendo gráficos de tempo de mistura para água limpa (Área de abertura inferior de 120 cm^2 e superior de 60 cm^2) A-65

Lista de Símbolos

A	= área da seção transversal
Al	= área lateral
a	= abertura
b	= constante
C	= constante
c	= controle
Cd	= coeficiente de perda
Con	= concentração
Ed	= energia dissipada
Ep	= energia potencial
Q	= vazão
g	= aceleração da gravidade
D	= diâmetro
Dis	= coeficiente de dispersão
e	= expansão
F	= força
$Fmassa$	= fluxo de massa
H, h	= altura
K	= coeficiente
Kp	= coeficiente de queda de pressão
L	= altura entre a tomada de pressão e o nível expandido
l	= altura entre o nível piezométrico e o nível expandido
m	= fração da área de seção transversal do tubo interno
M	= massa
N	= nível
p	= pressão
P	= perímetro
T	= temperatura
t	= tempo
V	= velocidade linear
v	= velocidade local



Vol = volume

W = força peso

Ws = trabalho

Z = altura, coordenada vertical

Δ = variação

ΔH = perda de carga hidráulica

ΔZ = distância entre os dois sensores

ε = fração volumétrica

μ = viscosidade dinâmica

β = constante para relações

ρ = massa específica

γ = peso específico

τ = tensão de cisalhamento

Re = número de Reynolds

α = relação entre a expansão do tubo interno e externo

f = coeficiente de atrito

η = índice de vazios

Subscrito adicional

a = arraste

at = atrito

atm = atmosférica

b, t = base do reator, topo do reator

bo, p = bolhas, partículas

c = chapa de separação das câmaras

cam = força de campo

cir = circulação

e = efetivo

en = entrada

eq = equivalente

est = estático

G, L, S = gás, líquido, sólido

unesp

g = gravidade

in = injetor

I, E = tubo interno, tubo externo

m = mistura

SU, D = duto de subida e descida

s = superficial

Su = superficie

t = traçador

tot = total

r = relativa

R = reator

1- INTRODUÇÃO

Os reatores de leito fluidizado com circulação por jatos de ar constituem uma tecnologia recente para tratamento biológico de águas residuárias. Alguns inconvenientes de processos convencionais, tais como a necessidade de grandes áreas utilizadas pelas lagoas de estabilização e os eventuais maus odores causados por elas, são eliminados com o emprego dessa tecnologia. O sistema permite tratar um grande volume de esgoto, com baixa produção de lodo e baixo tempo de detenção hidráulica.

É mais comum encontrar reatores com dois tubos concêntricos com circulação interna de suas fases. O reator é aerado por jatos de ar introduzidos no tubo interno (sistema *air-lift*), provocando a expansão do leito. Isso causa a diferença de densidade do fluido entre o tubo interno e o tubo externo, gerando um movimento de circulação do líquido ascendente no tubo interno e um movimento descendente no tubo externo.

O reator pode ser operado com duas fases (gás, líquido) ou três fases (gás, líquido, sólido). As variáveis do modelo hidrodinâmico trifásico são o gás incorporado no tubo interno e externo, a velocidade de circulação e a biomassa aderida nas partículas sólidas.

As partículas sólidas podem ser areias, vidros, carvão vegetal, pedregulhos, plásticos e outras partículas similares. E servem como meio suporte, para a biomassa aderir e formar o biofilme.

A taxa de ar introduzida no reator é um aspecto importante na remoção de matéria orgânica e do nitrogênio. Essa taxa está relacionada à mistura mais rápida entre as fases,

unesp

circulação das bolhas (aumento de concentração de oxigênio) e suspensão das biopartículas (HEIJNEN et al., 1997).

Outro aspecto importante é a velocidade de circulação do líquido (HEIJNEN et al., 1997), porque ele determina os seguintes processos:

- No reator, 95% da homogeneidade do líquido é alcançada com sete circulações;
- A velocidade deve estar acima da mínima para arrastar as bolhas para o tubo externo e retornar ao tubo interno (completa circulação de gás);
- Existe uma taxa mínima crítica, na qual a velocidade de circulação é insuficiente para manter estável a partícula em suspensão.

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

Entretanto, os resultados demonstraram também a importância do funcionamento hidrodinâmico do leito fluidizado sobre os resultados. Como exemplos 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). 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 com 2 tubos concêntricos, e as possibilidades vislumbradas para a otimização do processo, em termos de capacidade de tratamento e de consumo de energia (ar comprimido),

unesp

justificaram a realização dessa pesquisa, com o objetivo de investigar velocidade de circulação do líquido, expansão do leito e fluidização mínima nos reatores.

Conhecer a velocidade de circulação do líquido nos reatores aeróbios é importante devido a sua grande influência na remoção da matéria orgânica e do nitrogênio. Em reatores operados com baixa velocidade, as partículas sólidas em suspensão no leito começarão a sedimentar-se na base. Em velocidades suficientes para evitar a sedimentação, podem ocorrer baixas tensões de cisalhamento, aumentando a espessura do biofilme e provocando condições anaeróbias, levando ao desprendimento do biofilme e à formação de biomassa excessiva em suspensão. Assim diminuirá a quantidade de biomassa ativa necessária para o tratamento eficiente do esgoto doméstico. E os reatores operados com alta velocidade podem levar a redução da espessura das biopartículas e o processo de remoção da matéria orgânica poderá não ocorrer.

O conhecimento dos efeitos proporcionados pela expansão do leito também possui aspecto importante devido a sua definição proporcionar a determinação da força motriz geradora da circulação e das perdas de cargas localizadas.

As vazões de ar no injetor em relação à variação das áreas da abertura de circulação inferior são parâmetros destacados para conhecer o comportamento do reator na partida e re-partida hidráulica. Portanto também é importante conhecer a relação entre a vazão de ar e área da abertura inferior para a completa suspensão do meio suporte.

A geometria desses reatores é outro aspecto significante no comportamento hidrodinâmico. Então a pesquisa através de diversas relações de áreas da abertura de circulação superior e inferior torna-se um tópico destacado.

Portanto, visando aumentar a eficiência no tratamento de esgoto doméstico utilizando a tecnologia de reatores aeróbios de leito fluidizado, a descrição do comportamento hidrodinâmico e como se relacionam suas variáveis (vazão de ar, velocidade de circulação, fluidização mínima, perdas localizadas), será de grande importância para o projeto.

Com base nesse contexto, a pesquisa tem como problema o desconhecimento do comportamento da velocidade de circulação do líquido, da expansão do leito e da fluidização mínima e os efeitos ocasionados pela geometria, pela concentração de areia e pela vazão de ar.

Para o estudo do comportamento hidrodinâmico no presente trabalho, o reator com 2 tubos concêntricos foi adaptado para um reator retangular. Aproveitando as considerações feitas para o reator circular, mas com a diferença que não há tubo interno e externo. O reator retangular possuiu uma chapa de separação das câmaras, colocada no interior do reator e

unesp

dividindo-o em 2 dutos retangulares (câmaras). Um de subida e outro de descida, sendo que o aerador esteve localizado no duto de subida.

O reator aeróbio em estudo será apresentando com mais detalhes no capítulo materiais e métodos. Essa configuração apresenta algumas vantagens construtivas, facilita a visualização do escoamento e também as medições e retirada de amostra em todo reator.

Em adição a essas vantagens para estudo em laboratório do fenômeno, alguns autores apontam para vantagens para adoção de reatores retangulares em escala real. Segundo Couvert et al. (2001), por exemplo, reatores retangulares são mais fáceis de construir em grande escala e apresentam melhor transferência de massa.

unesp

2- OBJETIVO

A pesquisa dos aspectos hidrodinâmicos de um reator aeróbio retangular de leito fluidizado tem como meta elucidar aspectos quantitativos e qualitativos do seu funcionamento, que servirão para orientar a construção e a operação dos experimentos com esgoto. O objetivo é levantar dados de fluidização mínima induzida pelos jatos de ar e perdas localizadas de carga hidráulica em relação a algumas variações geométricas (área de abertura inferior e superior). Isso possibilita estabelecer uma modelagem inicial do fenômeno e identificar os parâmetros e estratégias de controle para otimização do funcionamento.

Especificamente serão analisados os efeitos sobre a expansão do leito e sobre a velocidade de circulação induzida pelo jato de ar, causados pelas diferentes geometrias do fundo e do topo do reator. Será analisado também o efeito da adição de areia sobre as variáveis citadas.

unesp

3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1- Conceitos básicos do reator aeróbio de leito fluidizado com circulação

3.1.1. Fenômeno da Fluidização

A fluidização ocorre em meios compostos por partículas sólidas submetidas a um fluxo ascendente de fluido, quando o arrasto iguala ou ultrapassa o valor do peso das partículas. Antes dessa ocorrência o meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização incipiente, ou mínima. Na fluidização mínima a queda de pressão entre duas seções do leito provoca uma força ascendente que é igual ao peso do volume de fluido e das partículas contidas entre as duas seções. Essas situações estão esquematizadas na figura 3.1, ítens (a) e (b), extraída de Levenspiel (1991), assim como a maior parte dos comentários deste item.

unesp

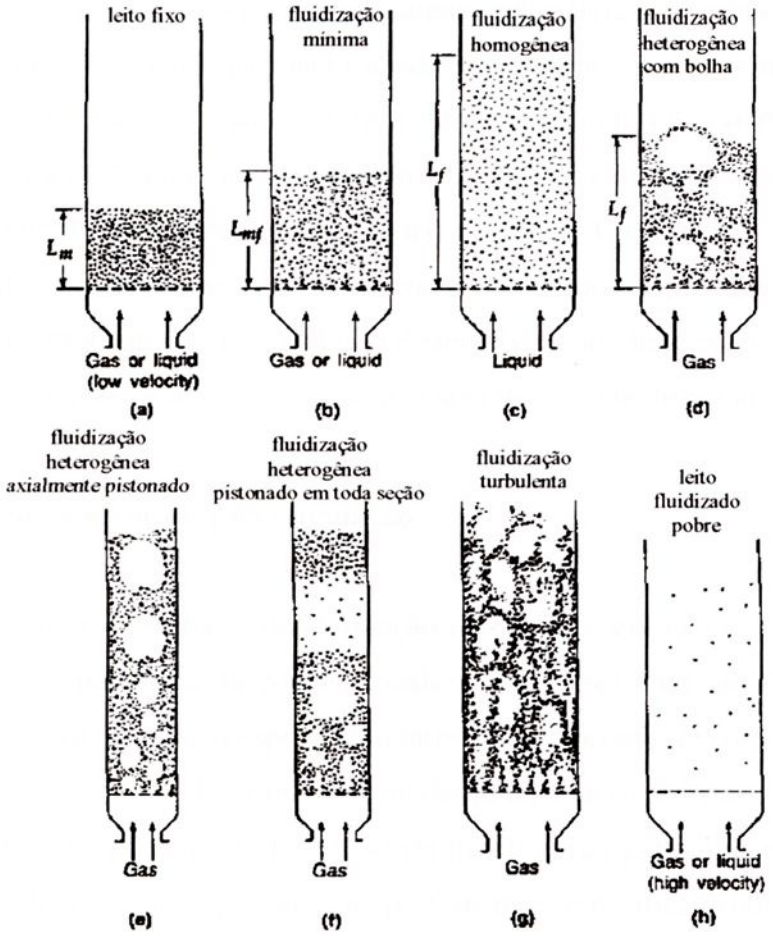


Figura 3.1 - Formas de fluidização do leito.
Fonte: Levenspiel (1991, MA, 2nd. Ed).

A partir do estágio de fluidização incipiente, com o aumento da velocidade de fluxo, o leito passa por vários estágios de fluidização, esquematizados na figura 3.1. Pode desenvolver-se um estágio homogeneamente fluidizado (c), ou o leito pode apresentar heterogeneidades, definindo um leito fluidizado heterogêneo ou agregado. A desuniformidade de comportamento do leito fluidizado pode manifestar-se na forma de bolhas (d), escoamento axialmente pistonado (e), pistonado em toda a seção transversal (f) e de fluidização turbulenta (g). Com um aumento ainda maior da velocidade de fluxo as partículas começam a ser arrastadas em grande quantidade pelo fluxo ascendente, atingindo-se a fase de leito fluidizado pobre (h).

Os principais fatores que influenciam a forma em que ocorre a fluidização de um leito são o tamanho e a distribuição de tamanho dos sólidos e a relação entre as densidades do fluido e do sólido. Normalmente sistemas sólidos-líquido fluidizam mais homogeneamente, enquanto que sistemas sólidos-gás exibem maior grau de heterogeneidade.

Os modelos de contato convencionais entre fluidos e sólidos buscam reproduzir as condições de escoamento pistonado ideal, para permitir maior controle e uniformidade do processo. Entretanto, este não é o caso dos leitos fluidizados, onde os sólidos podem ser melhor representados por um escoamento com mistura completa, enquanto que o fluido segue um padrão de fluxo intermediário, de difícil descrição. Uma vez que para um projeto ótimo o contato adequado entre as fases é essencial, a caracterização dos leitos fluidizados pode tornar-se um problema difícil. Assim, o desenvolvimento de métodos satisfatórios para prever o padrão de comportamento tornou-se uma área importante de pesquisa em leitos fluidizados.

3.1.2. Reatores aeróbios com circulação

Os reatores aeróbios com formação de biofilme em meios em suspensão por *Air-lift* diferenciam-se dos sistemas convencionais de biofilmes com relação a pelo menos quatro aspectos: 1) área superficial específica relativamente elevada; 2) condição de fluxo turbulento; 3) geometria esférica do biofilme; e 4) mudança da área superficial do biofilme durante o seu crescimento. O fenômeno da formação do biofilme nas partículas em suspensão turbulenta pelo *air-lift* tem grande importância na performance, especificamente a separação do biofilme devido ao atrito, um efeito dominante neste processo (HEIJNEN et al., 1993), já que segundo o estudo citado, mais de 95% da produção da biomassa no biofilme é transferida para a fase líquida e levada para fora do reator, num processo ainda não muito conhecido.

Os reatores aeróbios de leito fluidizado são constituídos na maioria dos casos de tubos concêntricos, também chamados de *internal-loop* , mas podem também ser confeccionados em tubos paralelos, constituindo-se assim os reatores com circulação externa ou *external-loop*. A configuração de base quadrada também tem sido objeto de estudo na literatura recente. A figura 3.2 mostra um esquema do reator aeróbio de tubos concêntricos.

A força motriz geradora da recirculação é ocasionada pela diferença de densidades existente entre os dois tubos concêntricos. Esta diferença de densidades surge devido a aspersão de gás no tubo interno do reator ficando o fluido com uma densidade menor quando comparado ao fluido do tubo externo, promovendo desta forma, a circulação de suas fases (líquida, sólida, gasosa), tendo fluxo ascendente no tubo interno (região central entre os dois tubos) e fluxo descendente no tubo externo (região anular entre os dois tubos).



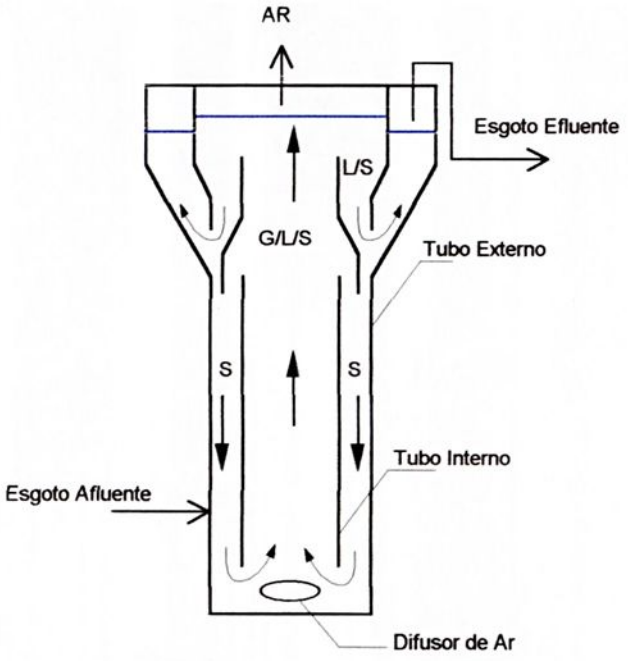


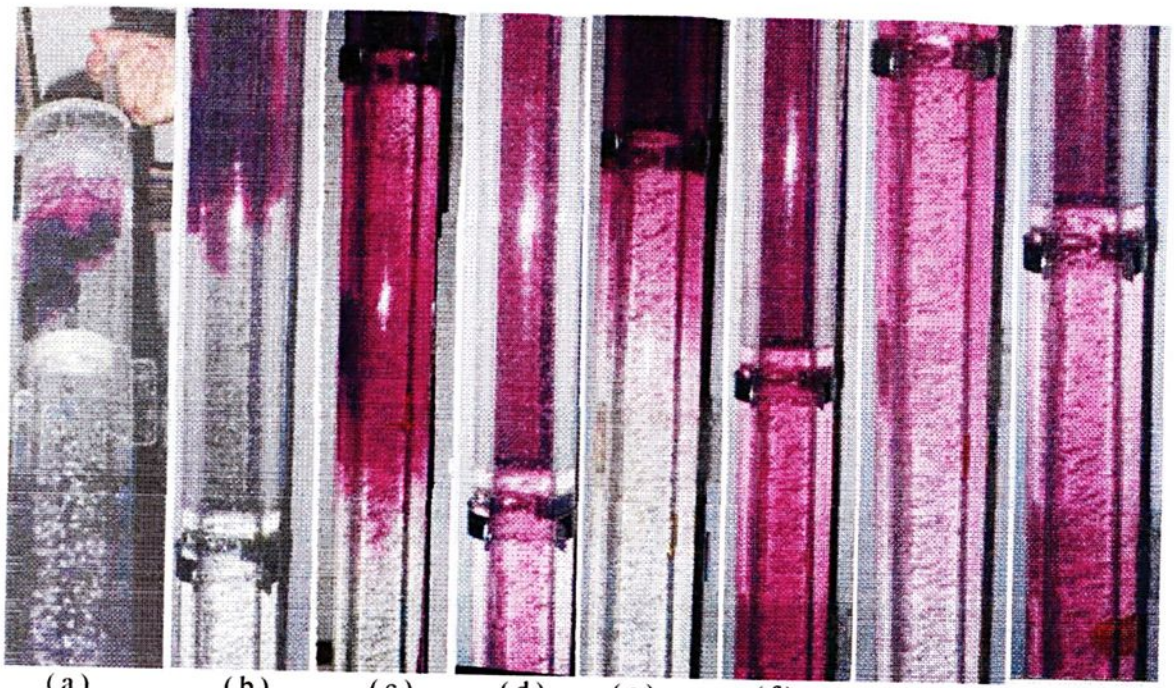
Figura 3.2 - Esquema de um reator de leito fluidizado e tubos concêntricos.
Fonte: Adaptado de Heijnen (1997, pg. 2529).

Um trabalho recente da equipe (DALL'AGLIO SOBRINHO et al., 2001) apresentou dados experimentais qualitativos obtidos em um modelo reduzido que ilustram vários aspectos importantes do funcionamento e da modelagem hidrodinâmica.

O modelo de acrílico com 2 tubos concêntricos possuía diâmetro externo de 100 mm e altura de 2,05 m. O diâmetro interno é de 50 mm e comprimento de 1,93 m. A área da abertura de circulação inferior era aproximadamente de 31 cm^2. Como injetor de ar, foi utilizada uma pedra de vidro sinterizada que estava posicionada a 14,5 cm em relação à base do reator.

Nos ensaios foram observados o padrão e regime de circulação dos reatores e o efeito da adição de areia. Essas observações visaram elucidar o mecanismo de operação e obter um acervo de dados e de experiência sobre o funcionamento do reator.

A figura 3.3 apresenta o resultado de um ensaio em que foi usado permanganato de potássio como traçador. Observa-se que estão visíveis perfeitamente os 3 primeiros ciclos completos de circulação após a injeção do corante. A mistura total deve se estender ainda por mais alguns ciclos, fato que se poderia comprovar com medições quantitativas da concentração do traçador.



(a) (b) (c) (d) (e) (f) (g) (h)

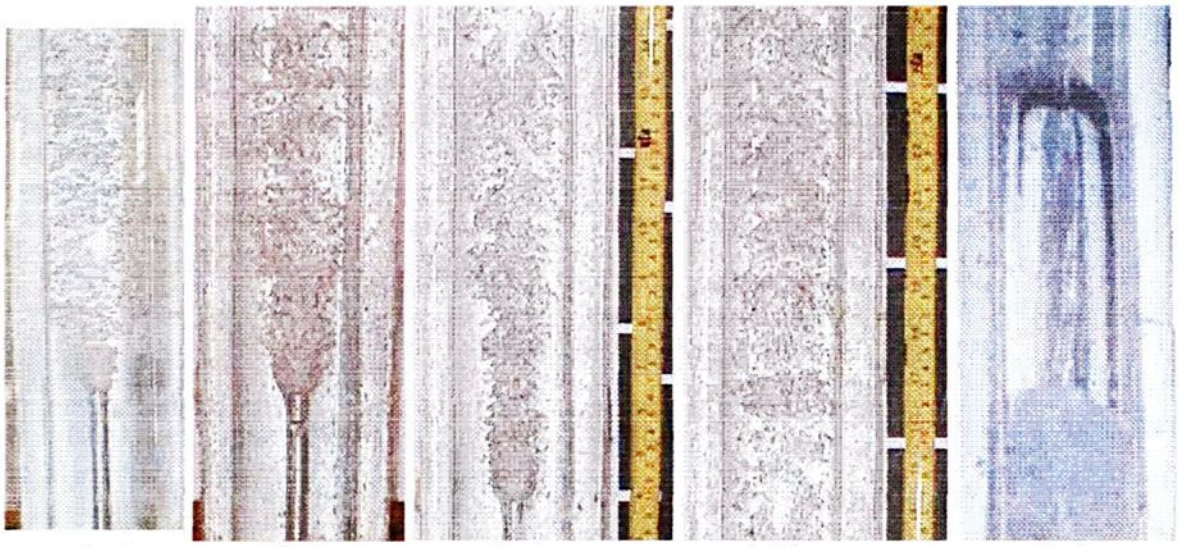
Figura 3.3 - Instantes iniciais de um ensaio de recirculação com corantes.
Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001, Anais CD-ROM).

Da esquerda para a direita tem-se na figura 3.3, as seguintes fotos: (a) injeção do corante; (b) início da descida do traçador; (c) traçador descendo a meio caminho pelo tubo externo; (d) traçador totalmente contido no tubo interno, no primeiro movimento de subida. A seguir estão representados ainda mais dois ciclos do volume colorido pelo reator, (e-f e g-h) compreendendo a descida pelo tubo externo e a subida pelo interno. Observe que quando a água encontra-se no tubo interno é visível a água incolor no tubo externo, tanto na subida para o segundo ciclo (foto f) quanto ao subir para a terceira passagem do traçador pelo tubo externo (foto h).

A injeção de corantes permitiu identificar, portanto, um padrão de escoamento com dispersão longitudinal relativamente baixa. Este comportamento pode estar relacionado justamente à alta dispersão transversal, levando a perfis uniformes de velocidade.

A figura 3.4 apresenta a pedra porosa utilizada no modelo reduzido e o aspecto das bolhas de ar à medida que aumenta a vazão.

unesp



(a) (b) (c) (d) (e)

Figura 3.4 - Aspectos da injeção de ar e do leito fluidizado.
Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001, Anais CD-ROM).

As fotos (a), (b) e (c) apresentam as bolhas nas proximidades do injetor, com vazão de ar de 200 l/h de ar (a), 350 l/h (b) e 500 l/h (c). A foto (d) mostra o aspecto do leito na região média do reator com 500 l/h, na condição de fluidização homogênea e a foto (e) o fenômeno do pistonamento do leito.

3.1.3 - 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., 1999b), descreve a existência destes regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo.

A figura 3.5 apresenta esquematicamente os regimes de circulação das bolhas em função da velocidade superficial do gás.

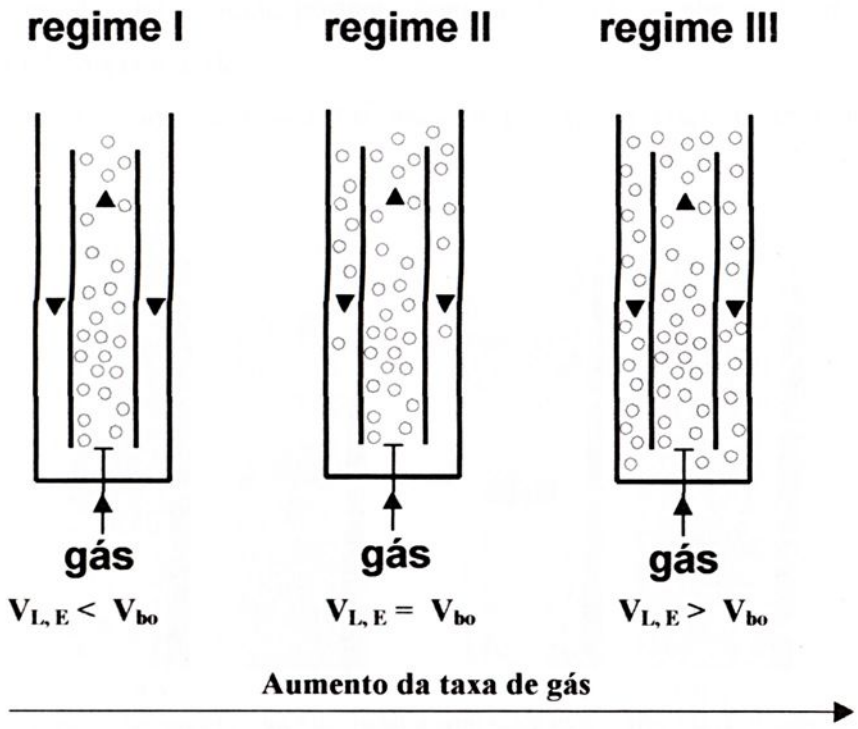


Figura 3.5 - Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás.
Fonte: Adaptado do Heijnen et al. (1997, pg. 2529).

Pela figura 3.5, visualiza-se os seguintes regimes com o aumento da taxa de gás:

Regime 01: 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 ($V_{L,E} < V_{bo}$).

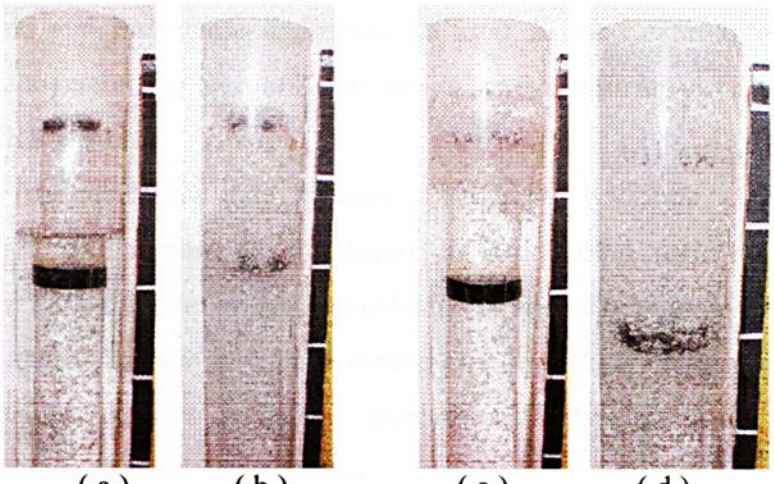
Regime 02: Nesta fase ocorre a presença de bolhas de gás no tubo externo e este poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas. As bolhas parecem estar estacionadas na coluna externa, não apresentando grandes deslocamentos dirigidos verticalmente para baixo. A velocidade de circulação da fase líquida é praticamente igual a velocidade relativa da bolha ($V_{L,E} = V_{bo}$).

Regime 03 : 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 ($V_{L,E} > V_{bo}$).

Com relação aos regimes de circulação, Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001), apresentaram uma distinção ligada à altura do tubo interno em relação ao nível estático ou inicial da água no reator, seja ele dotado de decantador ou não. Tem-se a possibilidade do tubo interno

encontrar-se acima do nível inicial, portanto com saída livre, ou abaixo do nível estático e, portanto, com saída pressurizada.

A seguir são ilustradas na figura 3.6, fotos (a, b) e (c, d), respectivamente saída livre e afogada.



(a) (b) (c) (d)

Figura 3.6 - Aspectos do modelo com tubo indutor com saída livre e afogada com duas vazões de ar.
Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001, Anais CD-ROM).

Os reatores com o final do tubo interno acima do nível estático da água impõem uma expansão mínima para o início da circulação de líquido. Com expansões mínimas grandes, existe uma faixa de vazões de ar em que não ocorre circulação, definindo-se assim uma vazão mínima para que a expansão seja capaz de fazer verter água pelo topo do tubo interno. A figura 3.6 foto (a) apresenta o tubo com a expansão mínima, de aproximadamente 0,09 m, provocada por vazão de ar de 200 litros por hora.

A figura 3.6 (fotos b e c) apresenta a circulação no regime 1, conforme definido por Heijnen al. (1997), induzida por vazão de ar de 350 l/h (foto b) e 150 l/h (foto c). Observa-se, pela transparência da água, que praticamente não existem bolhas de ar retidas no tubo externo.

No escoamento no regime 1 a região de escoamento ascendente no tubo interno conta com bolhas homogeneamente distribuídas e em pequena quantidade, que descrevem rotas ascendentes verticais, apenas com um leve movimento de oscilação lateral e não se observam colisões entre bolhas. O ar existente é liberado na superfície do tubo interno e a água verte para o tubo externo praticamente sem carrear bolhas, sendo que o ar engolfado nesse processo é prontamente liberado. Dessa forma, o escoamento descendente se dá na ausência de bolhas de ar.

A figura 3.6d apresenta o regime de circulação 2 (HEIJNEN et al., 1997) que ocorreu devido ao crescimento da vazão de ar e ao aumento da dificuldade da pronta liberação das

unesp

bolhas na superfície. Em conseqüência disso, começou a existir uma região no topo do tubo externo com presença de bolhas. Esse tipo de escoamento, que ocorre tanto com saída livre quanto submersa e apresenta 3 regiões distintas quanto à dinâmica do escoamento: escoamento ascendente no tubo interno, escoamento descendente no tubo externo livre de bolhas e região de aprisionamento de bolhas no topo do tubo externo. A saída submersa proporcionou o escoamento no regime 2 com menores vazões de ar, visto que a sua vazão de ar era igual à da figura 3.6b.

Analisando os resultados dos ensaios, Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001) ainda identificaram um quarto regime de circulação, definido como regime 0, no qual existe escoamento antes da vazão de ar correspondente à expansão mínima. O escoamento do regime 0 ocorre apenas quando a saída é livre e tem-se no tubo interno a mesma situação dinâmica existente nas colunas de bolhas, intensamente referidas na literatura da área de engenharia química para reações em batelada.

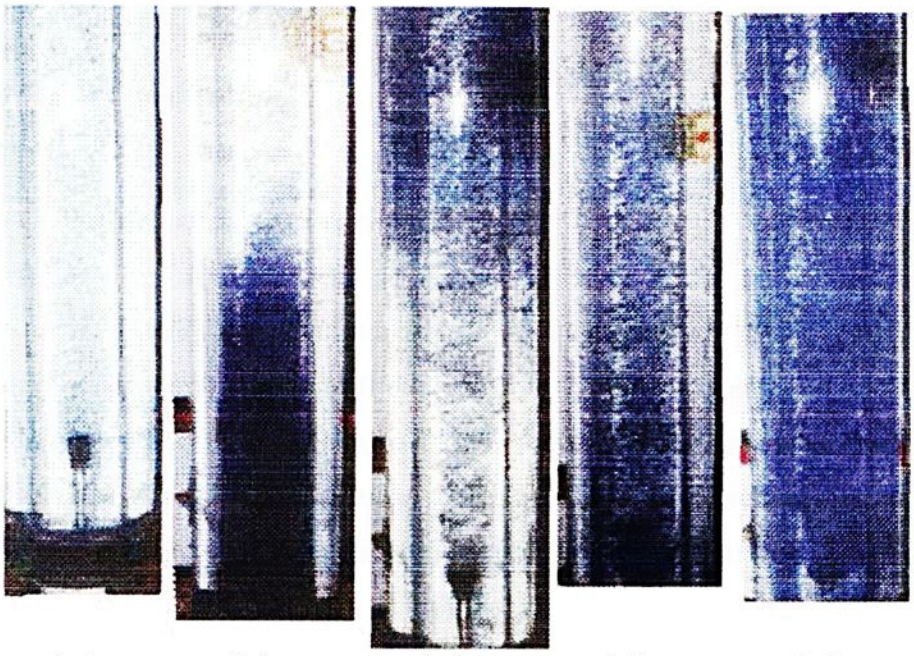
As vazões utilizadas nos ensaios não proporcionaram o escoamento no regime 3 (HEIJNEN et al., 1997).

Para as observações do efeito de adição de areia, foi identificada a existência de problemas na partida hidráulica, quando o volume decantado de areia submerge a pedra porosa. Percebeu-se também que uma parcela da areia tende a permanecer no fundo do reator, nas regiões mais distantes da abertura de recirculação inferior, onde a velocidade foi insuficiente para carrear as partículas.

Portanto, a área da abertura de circulação inferior pode controlar a formação do volume morto que não participa do escoamento, pois menores aberturas condicionam maiores velocidades e aumento do arraste da areia. Por outro lado, a partida hidráulica com a areia decantada depende da existência de uma abertura suficientemente ampla, em conflito com a exigência anterior.

As fotos da figura 3.7 apresentam um aspecto da partida hidráulica com areia colorida, evidenciando o mecanismo de fluidização do leito e a mistura da água no interior do reator.





(a) (b) (c) (d) (e)

Figura 3.7 - Aspectos da partida de um reator com areia.
Fonte: Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001, Anais CD-ROM).

Na figura 3.7 tem-se, na foto "a", a situação anterior à partida. O injetor encontra-se com uma vazão de ar baixa, insuficiente para carrear as partículas de areia. Um instante antes do registrado na foto "b" a vazão de ar foi aumentada subitamente, aumentando a velocidade de circulação e fazendo com que o líquido comece a arrastar a areia, que sobe pelo tubo interno. No instante "c" pode-se ver que todo o volume já foi fluidizado e deixou o tubo interno, enquanto que a areia desce pelo tubo externo formando uma frente definida. No instante da foto "d", a água com a areia encontra-se subindo pela segunda vez pelo tubo interno, podendo-se notar que praticamente toda a areia já deixou a parte do tubo externo vista na foto, embora seja visível uma cor um pouco mais concentrada na parte inferior. Após subir pelo tubo interno o volume de água com areia retorna novamente preenchendo o tubo externo e formando o aspecto de cor uniforme que se nota em "e".

Em relação aos problemas de partida hidráulica, uma possível solução tecnológica para esta questão seria a instalação de aberturas no tubo interno em posições acima da abertura inferior normal, que seriam usadas apenas na partida. Entretanto, não se sabe qual o efeito dessas aberturas, caso permanecessem abertas durante o funcionamento normal.

3.2- Modelos hidrodinâmicos

3.2.1- Modelo de Heijnen et al. para regime 3

Heijnen et al. (1997) apresentaram um modelo matemático para o comportamento hidrodinâmico do reator aeróbio de leito fluidizado com 2 tubos concêntricos no regime 3. A modelagem utilizou o efeito da recirculação de gás sobre a expansão em um meio trifásico (líquido, gás e sólidos). A seguir, são apresentadas as equações do modelo.

Desprezando o acúmulo de quantidade de movimento, um balanço simples de força para o reator foi desenvolvido:

Força da gravidade = Força de atrito

Expressando em termos de pressão:

$$\Delta p_g = \Delta p_{at} \qquad 3.1$$

O reator consiste em 2 canais conectados, um interno e o outro externo, com uma altura efetiva H_e para o tubo interno. A força motriz para o movimento é:

$$\Delta p_g = \rho_E \, g \, H_{e,I} - \rho_I \, g \, H_{e,I} \qquad 3.2$$

A diferença de peso contido no tubo externo e interno causa um fluxo de circulação. A expressão para a massa específica média no sistema de 3 fases (GLS) é igual:

$$\rho = \varepsilon_G \rho_G + \varepsilon_L \rho_L + \varepsilon_S \rho_S \qquad 3.3$$

Na qual o termo da fase gasosa pode ser desprezado. Tem-se ainda que:

$$\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_G - \varepsilon_S \qquad 3.4$$

A força motriz no sistema de 3 fases pode ser escrita assim:

$$\frac{\Delta p_g}{g \, H_{e,I}} = \rho_E - \rho_I = \left(\varepsilon_{G,I} - \varepsilon_{G,E}\right)\rho_L - \left(\varepsilon_{S,I} - \varepsilon_{S,E}\right)\left(\rho_S - \rho_L\right) \qquad 3.5$$

A equação 3.5 mostra que se a fração volumétrica dos sólidos no tubo interno for maior que a do tubo externo, existe uma influência dos sólidos na diminuição da força motriz do sistema. A força de atrito é representada de forma simplificada a seguir:

unesp

$$\Delta p_{at} = K_{at} \frac{1}{2} \rho_L V_L^2 \qquad 3.6$$

O coeficiente de atrito K_{at} depende da velocidade de circulação V_L, mas foi demonstrado que pode ser considerado constante para o sistema bifásico (VAN DER LANS 1985, apud HEIJNEN et al., 1997). É um parâmetro que engloba todo efeito de atrito, como atrito na parede, reversão do fluxo no topo e na base do reator e a perda de pressão devido à presença do borbulhador , e pode ser considerado uma característica de um dado reator. O uso da massa específica do líquido ρ_L como massa específica do sistema de 3 fases também constitui uma simplificação. A expressão para a velocidade de circulação do líquido V_L resulta das equações 3.5 e 3.6:

$$V_L^2 = \frac{2gH_{e,I}}{K_{at}} \left[\left(\varepsilon_{G,I} - \varepsilon_{G,E}\right) - \left(\varepsilon_{S,I} - \varepsilon_{S,E}\right) \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} - 1 \right) \right] \qquad 3.7$$

Expressões que fornecem as diferentes frações volumétricas do gás e sólidos entre o tubo interno e externo são, portanto, essenciais para calcular a velocidade de circulação do líquido V_L. Heijnen et al. (1997), analisaram vários métodos propostos para isso. Os autores combinaram uma relação empírica para o atrito apresentada por Chisti (1989, apud HEIJNEN et al., 1997), com uma simplificação que considera a fração de gás no tubo externo igual a 90% do gás no tubo interno. Seu modelo, contudo não continha a expressão para o crescimento da fração de gás no tubo interno, devido ao resultado da recirculação, restringido sua aplicação para o regime 2.

Douek et al. (1994, apud HEIJNEN et al., 1997) utilizaram uma correlação empírica para a fração do gás no tubo externo, baseado em medições da expansão em vários pontos do tubo externo. A fração volumétrica do gás no tubo interno também foi medida com o mesmo procedimento, mas sem recirculação de gás, restringindo o resultado apenas para os regimes 1 e 2. Uma aproximação para o modelo no regime 3 foi relatada pela diferença de fração volumétrica ($\varepsilon_{G,I}$ - $\varepsilon_{G,E}$) e ($\varepsilon_{S,I}$ - $\varepsilon_{S,E}$).

Retomando o equacionamento desenvolvido por Heijnen, um balanço de volume para a fase gasosa na base do tubo interno fornece a vazão de gás no tubo interno, como sendo a soma da vazão do tubo externo com a injetada pelo borbulhador.

$$V_{G,I}\, \varepsilon_{G,I}\, A_I = V_{G,E}\, \varepsilon_{G,E}\, A_E + A_I V_{s,G} \qquad 3.8$$

Ou

unesp

$$\left(V_{L,I}+V_{G,I}\right)\varepsilon_{G,I}\,A_I=\left(V_{L,E}-V_{G,E}\right)\varepsilon_{G,E}\,A_E+A_I\,V_{s,G} \qquad 3.9$$

Em que $V_{G,I}$ e $V_{G,E}$ são as velocidades relativas do gás no tubo interno e externo. A velocidade superficial do gás ($V_{s,\,G}$) é baseada na área total da seção transversal e taxa de injeção de ar:

$$V_{s,G}=\frac{Q_G}{A_S} \qquad 3.10$$

Com uma simplificação com relação às velocidades da fase aerada, $V_{G,I} = V_{G,E} = V_{bo}$ (velocidade das bolhas), a equação 9 torna-se:

$$\left(V_{L,I}+V_{bo}\right)\varepsilon_{G,I}\,m=\left(V_{L,E}-V_{bo}\right)\varepsilon_{G,E}\left(1-m\right)+V_{s,G} \qquad 3.11$$

Na qual m é a fração da área da seção transversal do tubo indutor:

$$m=\frac{A_I}{A} \qquad 3.12$$

O balanço da fase líquida é dado por:

$$V_{L,I}A_I\left(1-\varepsilon_{G,I}-\varepsilon_{S,I}\right)=V_{L,E}A_E\left(1-\varepsilon_{G,E}-\varepsilon_{S,E}\right) \qquad 3.13$$

Especialmente no regime de fluxo 3, a diferença de fração do gás não é grande, e para simplificar Heijnen considerou que pode ser adotada sem muito erro a expressão seguinte:

$$V_{L,I}\,A_I=V_{LE}\,A_E \qquad 3.14$$

Foi definida a velocidade de circulação como a média dos valores do tubo interno e externo.

$$V_L=\frac{V_{L,I}\,A_I+V_{L,E}\,A_E}{A_I+A_E} \qquad 3.15$$

Daí:

$$V_L=2\,mV_{L,I}=2\left(1-m\right)V_{L,E} \qquad 3.16$$

Deve-se notar aqui, que a velocidade de circulação definida é a absoluta e não a velocidade superficial. A equação 3.11 pode ser escrita como:

$$\left(V_L+2\,mV_{bo}\right)\varepsilon_{G,I}=\left[V_L-2\left(1-m\right)V_{bo}\right]\varepsilon_{G,E}+2V_{s,G} \qquad 3.17$$

unesp

Para fração volumétrica global do gás no reator (ε_G), pode-se escrever:

$$\varepsilon_G = \frac{Vol_{G,I} + Vol_{G,E}}{Vol_I + Vol_E} = m\,\varepsilon_{G,I} + (1-m)\varepsilon_{G,E} \qquad 3.18$$

A combinação das equações 3.17 e 3.18 dá origem à seguinte expressão para a diferença da fração de gás ($\varepsilon_{G,E}$ - $\varepsilon_{G,I}$).

$$\varepsilon_{G,I} - \varepsilon_{G,E} = 2\frac{V_{s,G} - \varepsilon_G V_{bo}}{V_L} \qquad 3.19$$

Para a fase sólida, a mesma aproximação pode ser feita. A distribuição de sólidos ao longo do reator não resulta da suspensão, mas do arrastamento e é axialmente homogênea. Uma vez que não há injeção de sólidos, tem-se:

$$\varepsilon_{S,I} - \varepsilon_{S,E} = 2\varepsilon_S \frac{V_p}{V_L} \qquad 3.20$$

Em que V_p é a velocidade das partículas (velocidade relativa dos sólidos) e ε_S é a média da fração volumétrica dos sólidos, dada pela quantidade de sólidos adicionados no reator, sendo, portanto, um parâmetro conhecido. O resultado geral da equação de circulação do líquido no regime 3 é obtido pela combinação das equações 3.7, 3.18 e 3.20:

$$V_L = \left(\frac{4\,g\,H_{e,I}}{K_{at}}\right)^{1/3}\left[V_{s,G} - \varepsilon_G V_{bo} - \varepsilon_S V_p\left(\frac{\rho_S}{\rho_L} - 1\right)\right]^{1/3} \qquad 3.21$$

Essa equação fornece a velocidade de circulação V_L em função da geometria do reator (K_{at},$H_{e,I}$), velocidade superficial do gás ($V_{s,G}$), fração volumétrica dos sólidos (ε_S) e a propriedade dos sólidos (ρ_s).

Chisti (1989, apud HEIJNEN et al., 1997) relatou que se a relação entre a fração do gás (ε_G) e a velocidade superficial do gás ($V_{s,G}$) era conhecida e explícita, e se as velocidades relativas (V_{bo}, V_p) fossem conhecidas, havia uma relação α de fração do gás entre o tubo externo e o tubo interno $\varepsilon_{G,E}/\varepsilon_{G,I}$, e tinha um valor constante de 0,9. Esse valor ocorreu num reator que operava com 2 fases e no regime 2. Isto foi estendido em reatores de pequena escala (H = 2 m) para o regime 3, por Bakker et al. (1993, apud HEIJNEN et al., 1997) e Van Can (1991, apud HEIJNEN et al, 1997) para os valores α = 0,86 e α = 0,85 a 0,89, respectivamente.

unesp

Para fração volumétrica global do gás no reator (ε_G), pode-se escrever:

$$\varepsilon_G = \frac{Vol_{G,I} + Vol_{G,E}}{Vol_I + Vol_E} = m\,\varepsilon_{G,I} + (1-m)\varepsilon_{G,E} \qquad 3.18$$

A combinação das equações 3.17 e 3.18 dá origem à seguinte expressão para a diferença da fração de gás ($\varepsilon_{G,E}$ - $\varepsilon_{G,I}$).

$$\varepsilon_{G,I} - \varepsilon_{G,E} = 2\frac{V_{s,G} - \varepsilon_G V_{bo}}{V_L} \qquad 3.19$$

Para a fase sólida, a mesma aproximação pode ser feita. A distribuição de sólidos ao longo do reator não resulta da suspensão, mas do arrastamento e é axialmente homogênea. Uma vez que não há injeção de sólidos, tem-se:

$$\varepsilon_{S,I} - \varepsilon_{S,E} = 2\varepsilon_S \frac{V_p}{V_L} \qquad 3.20$$

Em que V_p é a velocidade das partículas (velocidade relativa dos sólidos) e ε_S é a média da fração volumétrica dos sólidos, dada pela quantidade de sólidos adicionados no reator, sendo, portanto, um parâmetro conhecido. O resultado geral da equação de circulação do líquido no regime 3 é obtido pela combinação das equações 3.7, 3.18 e 3.20:

$$V_L = \left(\frac{4\,g\,H_{e,I}}{K_{at}}\right)^{1/3}\left[V_{s,G} - \varepsilon_G V_{bo} - \varepsilon_S V_p\left(\frac{\rho_S}{\rho_L} - 1\right)\right]^{1/3} \qquad 3.21$$

Essa equação fornece a velocidade de circulação V_L em função da geometria do reator (K_{at},$H_{e,I}$), velocidade superficial do gás ($V_{s,G}$), fração volumétrica dos sólidos (ε_S) e a propriedade dos sólidos (ρ_s).

Chisti (1989, apud HEIJNEN et al., 1997) relatou que se a relação entre a fração do gás (ε_G) e a velocidade superficial do gás ($V_{s,G}$) era conhecida e explícita, e se as velocidades relativas (V_{bo}, V_p) fossem conhecidas, havia uma relação α de fração do gás entre o tubo externo e o tubo interno $\varepsilon_{G,E}/\varepsilon_{G,I}$, e tinha um valor constante de 0,9. Esse valor ocorreu num reator que operava com 2 fases e no regime 2. Isto foi estendido em reatores de pequena escala (H = 2 m) para o regime 3, por Bakker et al. (1993, apud HEIJNEN et al., 1997) e Van Can (1991, apud HEIJNEN et al, 1997) para os valores α = 0,86 e α = 0,85 a 0,89, respectivamente.

unesp

Para reatores sendo operados com 3 fases não havia, segundo Heijnen, dados na literatura. Foi então assumido que o valor de α para o sistema bifásico pode também ser aplicado para o trifásico. Com essa hipótese, a fração volumétrica global do gás pode ser expressa usando as expressões 3.18 e 3.19, formando a equação 3.22:

$$\frac{V_{s,G}}{\varepsilon_G} = V_{bo} + \frac{1-\alpha}{2\left(m+(1-m)\alpha\right)} V_L \qquad 3.22$$

No reator, essa relação de velocidade superficial do gás e a fração volumétrica global do gás foram iguais à velocidade absoluta do gás V_G. Em um regime de fluxo homogêneo, era igual V_{bo}, enquanto que no regime de fluxo heterogêneo, um termo extra foi necessário para corrigir a influência do padrão de circulação interna do líquido.

Regime 1

Heijnen et al. (1997) estenderam a modelagem desenvolvida acima para o regime 1, aplicando a seguinte correlação:

$$\varepsilon_G = 0{,}6 V_{s,G}^{0,7} \qquad 3.23$$

Portanto a mesma pode ser usada para definir a fração volumétrica global do gás (ε_G) para o regime 1, sem taxa de fluxo de gás no tubo externo ($V_{G,E} = 0$). Então essa expressão foi aplicada para baixas velocidades superficiais de gases ($0{,}006 < V_{s,G} < 0{,}06$ m/s). A seguir, é apresentada a expressão de velocidade de circulação, que surgiu da substituição das equações 3.18, 3.20 e 3.21 na equação 3.7:

$$V_L = \left(\frac{4\,g\,H_{e,1}}{K_{at}}\right)^{1/3} \left[0{,}3\,V_L \frac{V_{s,G}^{0,7}}{m} - \varepsilon_S V_p \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} - 1\right)\right]^{1/3} \qquad 3.24$$

3.2.2- Modelo de Couvert et al. para 2 fases (gás, líquido)

Couvert et al. (1999) propuseram um modelo matemático baseado nas leis gerais da hidráulica para um reator retangular operado com 2 fases (gás-líquido). Foram aplicados o balanço de massa, quantidade de movimento, equação da continuidade e o balanço de queda de pressão para caracterizar os comportamentos hidrodinâmicos do reator.

A seguir é definido o balanço de massa para a fase líquida e gasosa no duto de subida e descida do reator:

Líquido (duto de subida): $Q_{L,SU} = A_{SU} . V_{L,SU} . \varepsilon_{L,SU}$ 3.25

Gás (duto de subida): $Q_{G,SU} = A_{SU} . V_{G,SU} . \varepsilon_{G,SU}$ 3.26

Líquido (duto de descida): $Q_{L,D} = A_D . V_{L,D} . \varepsilon_{L,D}$ 3.27

Gás (duto de descida): $Q_{G,D} = A_D . V_{G,D} . \varepsilon_{G,D}$ 3.28

Os termos de balanço da quantidade de movimento ($\sum F_{Vol\,c} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{Vol\,c} \rho V \, dVol + \int_{Su\,c} \rho V V \, dA$) para o duto de subida do reator, são apresentados esquematicamente na figura 3.8.

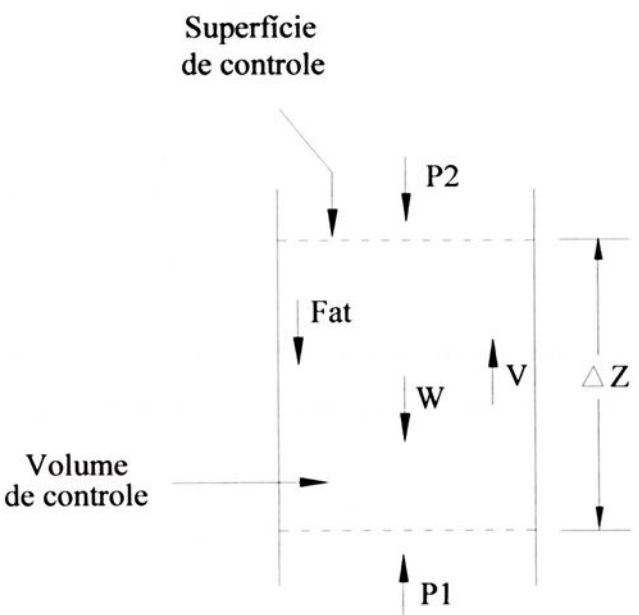


Figura 3.8 – Esquema do balanço de quantidade de movimento no duto de subida.

Portanto, para o duto de subida tem-se:

$$p_1 A_1 - p_2 A_2 - F_{at} - W = 0 \qquad 3.29$$

Sendo que:

$$p_2 = p_1 + \frac{\partial p}{\partial Z} \Delta Z \qquad 3.30$$

e

$$A_1 = A_2 = A_R \tag{3.31}$$

A substituição das equações 3.30 e 3.31 na equação 3.29, resulta em:

$$p_1 A_R - \left(p_1 + \frac{\partial p}{\partial Z} \Delta Z \right) A_R - F_{at} - W = 0 \tag{3.32}$$

Após desenvolvimento foi formada a seguinte expressão:

$$-\frac{\partial p}{\partial Z} \Delta Z \, A_R - F_{at} - W = 0 \tag{3.33}$$

A determinação das componentes de força peso e de atrito é apresentada abaixo:

$$F_{at} = \tau_{L,SU} \, Al_{SU} = \tau_{L,SU} \, P_{SU} \, \Delta Z \tag{3.34}$$

$$W = \rho \, Vol \;\; g = A_R \; \Delta Z \; \rho \; g \tag{3.35}$$

$$\rho = \frac{\rho_G Vol_{G,SU} + \rho_L Vol_{L,SU}}{Vol\, agua\, total_{SU}} = \rho_G \varepsilon_{G,SU} + \rho_{L,SU} \tag{3.36}$$

Com a substituição da equação 3.36 na 3.35:

$$W = \left(\rho_G \, \varepsilon_{G,SU} + \rho_L \, \varepsilon_{L,SU} \right) A_R \, g \, \Delta Z \tag{3.37}$$

Após a substituição das equações 3.34 e 3.37 na equação 3.33, e o reajuste, surge a equação de balanço de quantidade de movimento para o duto de subida:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial Z} \right)_{SU} = -\left(\rho_L \, \varepsilon_{L,SU} + \rho_G \, \varepsilon_{G,SU} \right) g - \left(\frac{P_{SU} \, \tau_{L,SU}}{A_{SU}} \right) \tag{3.38}$$

Com base na figura 3.9, foi realizado o balanço de quantidade de movimento para o duto de descida.

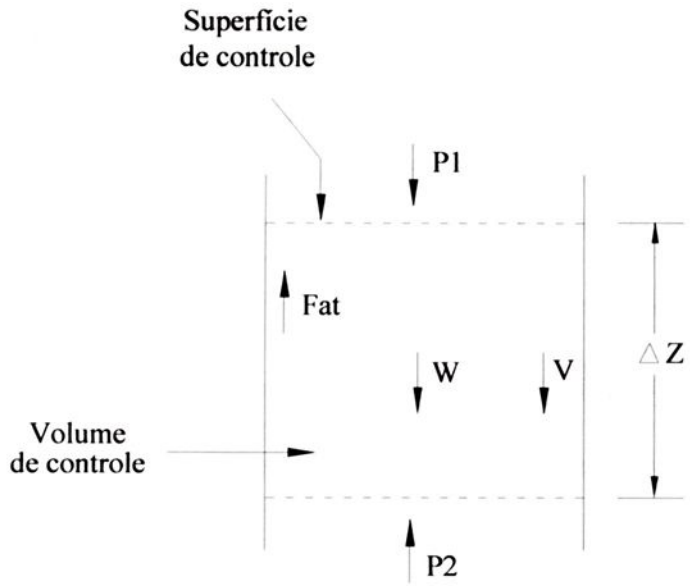


Figura 3.9 – Esquema da quantidade de movimento no duto de descida.

$$p_1 A_1 - p_2 A_2 - F_{at} + W = 0 \qquad 3.39$$

Mas, tem-se que:

$$p_2 = p_1 - \frac{\partial p}{\partial Z}\Delta Z \qquad 3.40$$

A substituição das equações 3.31 e 3.40 na equação 3.39, origina:

$$p_1 A_R - \left(p_1 - \frac{\partial p}{\partial Z}\Delta Z \right) A_R - F_{at} + W = 0 \qquad 3.41$$

E após desenvolvê-la, obtém-se:

$$\frac{\partial p}{\partial Z}\Delta Z\, A_R - F_{at} + W = 0 \qquad 3.42$$

Para o duto de descida, foi realizada uma analogia com as equações 3.34 a 3.37 (duto de subida) e foi realizada uma substituição na equação 3.42, e assim resultou a seguinte expressão para quantidade de movimento:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial Z}\right)_D = -\left(\rho_L \varepsilon_{L,D} + \rho_G \varepsilon_{G,D}\right) g + \left(\frac{P_D \tau_{L,D}}{A_D}\right) \qquad 3.43$$

Após concluir o balanço de Quantidade de Movimento para o tubo de subida e descida, surge a necessidade de definir a tensão de cisalhamento (τ). Então para o duto de subida foi adotado:

$$\tau_{L,SU} = \frac{1}{2} . f_{L,SU} \cdot \rho_L . V_{L,SU}^2 \qquad 3.44$$

$$f_{L,SU} = 0{,}079 . \mathrm{Re}_{L,SU}^{-1/4} \qquad 3.45$$

$$\mathrm{Re}_{SU} = \frac{D_{eq} . V_{L,SU} \cdot \rho_L}{\mu_L} \qquad 3.46$$

Sendo que:

$$D_{eq} = 4 \frac{A_{SU}}{P_{SU}} \qquad 3.47$$

Essa definição serviu também para o duto de descida.

A seguir, é apresentada a equação da continuidade para o reator:

$$Q_{L,D} = Q_{L,SU} \qquad 3.48$$

E concluindo, o balanço de queda de pressão é igual a:

$$p_2 = p_1 + \Delta p_D \qquad 3.49$$

$$p_3 = p_2 - \Delta p_b \qquad 3.50$$

$$p_4 = p_3 - \Delta p_{SU} \qquad 3.51$$

$$p_1 = p_4 - \Delta p_t \qquad 3.52$$

Sendo que p_1 e p_2 são as pressões no topo e na base do duto de descida; e p_3 *e* p_4 são as pressões na base e no topo do duto de subida, respectivamente.

Substituindo a equação 3.51 na 3.52, obtém-se:

$$p_1 = p_3 - \Delta p_{SU} - \Delta p_t \qquad 3.53$$

Substituindo a equação 3.50 na 3.53,

$$p_1 = p_2 - \Delta p_b - \Delta p_{SU} - \Delta p_t \qquad 3.54$$

E a substituição da equação 3.49 na 3.54, leva a:



$$p_1 = p_1 + \Delta p_D - \Delta p_b - \Delta p_{SU} - \Delta p_t \qquad 3.55$$

Desenvolvendo-se a equação 3.55 resulta:

$$\Delta p_D = \Delta p_{SU} + \Delta p_b + \Delta p_t \qquad 3.56$$

Definindo-se Δp_D e Δp_{SU}, como:

$$\Delta p_D = \left(\frac{\partial p}{\partial Z}\right)_D . H_c \qquad 3.57$$

$$\Delta p_{SU} = \left(\frac{\partial p}{\partial Z}\right)_{SU} . H_c \qquad 3.58$$

Da substituição das equações 3.57 e 3.58 na equação 3.56, e reajustando os termos, obtém-se:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial Z}\right)_D = \left(\frac{\partial p}{\partial Z}\right)_{SU} + \frac{\Delta p_b}{H_c} + \frac{\Delta p_t}{H_c} \qquad 3.59$$

A perda singular na base e no topo do reator (Δp_b, Δp_t) foi definida:

$$\Delta p_b = \frac{1}{2} . \rho_L . Kp_b . V_{L,D}^2 \qquad 3.60$$

$$\Delta p_t = \frac{1}{2} . \rho_L . Kp_t . V_{L,SU}^2 \qquad 3.61$$

3.2.3 - Modelagem de Cockx et al.

Cockx et al. (1997) propuseram um modelo hidrodinâmico de reatores *air-lift* baseado no balanço unidimensional da Quantidade de Movimento e balanço de Massa com equacionamento semelhante ao depois apresentado por Couvert et al. (1999). As aproximações do modelo unidimensional foram propostas por Freedman e Davidson (1969, apud COCKX et al., 1997). Foram determinadas relações para velocidade relativa das bolhas, fator de atrito e coeficiente de queda de pressão em um reator retangular. Esse reator era

semelhante ao que foi utilizado no presente trabalho e possuía no seu interior uma chapa que separava o duto de subida e descida.

O reator *air-lift* foi dividido em 4 caixas:

- Caixa 1: Duto de subida;
- Caixa 2: Acima da chapa de separação das câmaras;
- Caixa 3: Duto de descida;
- Caixa 4: Abaixo da chapa de separação das câmaras.

As caixas 2 e 4 foram consideradas como uma caixa que correspondia às quedas singulares de pressão. Nas caixas 1 e 3, o fluxo foi assumido como estável e completamente homogêneo. A partir dessas considerações, Cockx et al. (1997) obtiveram correlações, depois corroboradas por Couvert et al. (1999), para balanço de massa para fase líquida e gasosa (equações 3.25 a 3.28), para quantidade de movimento (equações 3.38 e 3.43), para perda singular de pressão (equações 3.60 e 3.61) e para o fator de atrito (equação 3.44). E ainda determinaram a velocidade relativa das bolhas no duto de subida como:

$$V_r = V_{G,SU} - V_{L,SU} \qquad 3.62$$

Essa equação foi aproveitada para o duto de descida. Utilizando as considerações feitas por Heijnen et al. (1997) onde foi determinado que a força de gravidade era igual à força de atrito (equação 3.1), Cockx et al. (1997) desenvolveram a seguinte expressão para circulação completa:

$$\left[\left(\rho_G\,\varepsilon_{G,D} + \rho_L\,\varepsilon_{L,D}\right)g - \left(\rho_G\,\varepsilon_{G,SU} + \rho_L\,\varepsilon_{L,SU}\right)g\right]H = \left[\frac{P_{SU}\,\tau_{SU}}{A_{SU}} + \frac{P_D\,\tau_D}{A_D}\right]H + \Delta p_2 + \Delta p_4 \qquad 3.63$$

Substituindo a equação 3.44 na equação 3.63 obtém-se, com simplificação, para a fase líquida:

$$\left(\varepsilon_{L,D} - \varepsilon_{L,SU}\right)g\,H = \frac{1}{2}\left(\frac{P_{SU}\,H}{A_{SU}}\,f_{SU} + \frac{P_D\,H}{A_D}\,f_D + K_2 + K_4\right)V_{s,L}^2 \qquad 3.64$$

Observação: Na equação 3.44, Couvert et al. (1997) substituíram a velocidade superficial do líquido pela velocidade de circulação do líquido.

Para a fração volumétrica do gás, foi determinada a seguinte correlação global:

$$\varepsilon_G = C V_{s,G}^b \qquad 3.65$$

unesp

Chist (1989, apud COCKX et al., 1997) propôs que C era aproximadamente igual a 1,45 e b era 0,9. Muito pouco era conhecido sobre esses coeficientes e conseqüentemente, essa correlação não pode ser aplicada para as diferentes geometrias de reator *air-lift*. Mas foi possível examinar o significado fisico dos coeficientes C e b no referido modelo unidimensional. Uma simplificação da equação 3.64 pode ilustrar isso:

$$\varepsilon_{G,SU}\, g\, H \approx \frac{1}{2} K_{tot}\, V_{s,L}^2 \qquad 3.66$$

Sendo que:

$$K_{tot} = \frac{P_{SU}\, H}{A_{SU}} f_{SU} + \frac{P_D\, H}{A_D} f_D + K_2 + K_4 \qquad 3.67$$

Onde:

$$V_{s,L} = V_{s,0} \sqrt{\varepsilon_G} \qquad 3.68$$

Para:

$$V_0 = \sqrt{\frac{2\, g\, H}{K_{tot}}} \qquad 3.69$$

Para o fluxo ascendente, Cockx et al. (1997) definem a fração volumétrica do gás assim:

$$\varepsilon_{G,SU} = \frac{V_r + V_{s,G} + V_{s,L} - \sqrt{\left(V_r + V_{s,G} + V_{s,L}\right)^2 - 4 V_r\, V_{s,G}}}{2 V_r} \approx \frac{V_{s,G}}{V_r + V_{s,L}} = \frac{V_{s,G}}{V_r + V_{s,0} \sqrt{\varepsilon_{G,SU}}} \qquad 3.70$$

A equação 3.70 depende da geometria do reator (H) e do coeficiente de perda de pressão K_{tot}. A fração do gás prevista pelas equações 3.65 e 3.70 foi comparada com diferentes vazões de gás.

O modelo unidimensional de fluxo bifásico para o reator *air-lift* abriu a possibilidade para calcular os parâmetros hidrodinâmicos. Essas correlações definiram a velocidade relativa das bolhas, fator de atrito f_{SU}, e f_D e os coeficientes de queda de pressão K_2 e K_4. As velocidades relativas eram bem conhecidas para os fluxos das bolhas. O fator de atrito para uma fase simples pode ser usado após correções. A modelagem do coeficiente de perda de pressão singular K_2 e K_4 foi mais dificil. Para a caixa 2, a dificuldade foi devido ao fluxo ascende e descendente das bolhas, perturbando assim a superficie livre e para caixa 4 foi

unesp

porque o fluxo no duto de descida não era aerado completamente e no duto de subida era aerado logo após a passagem pelo difusor. Contudo, para esse modelo concluiu-se:

- Os fatores de atrito lineares do escoamento homogêneo (fase única) puderam ser extrapolados para o meio bifásico;
- A velocidade relativa pôde ser estimada a partir das relações clássicas de escoamento das bolhas;
- Para o coeficiente de perda de pressão singular relacionado na modelagem, foi mostrado como era importante o efeito da expansão do gás e velocidade do líquido.

3.2.4- Modelo de Camarasa et al.

Nesse item é apresentado um modelo hidrodinâmico unidimensional que foi desenvolvido por Camarasa et al. (2001) para verificar a fração volumétrica do gás e velocidade de circulação do líquido em um reator *air-lift*. O modelo foi baseado em equações de quantidade de movimento para meio bifásico e foi ajustado com os dados experimentais coletados em um reator piloto.

O autor definiu o reator *air-lift* modificado com três partes distintas, chamadas de tubo de subida, separador de gás-líquido e tubo de descida. Uma representação esquemática do princípio de modelo é mostrada na figura 3.10.

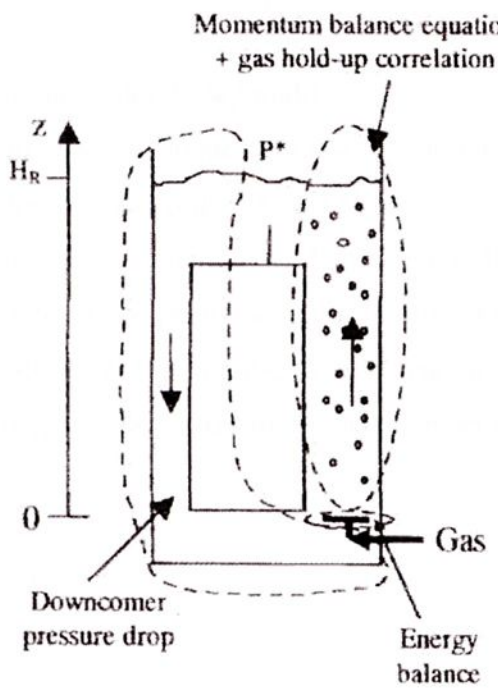


Figura 3.10 – Esquema do modelo hidrodinâmico. Fonte: Camarasa et al. (2001, pg. 495)

No tubo indutor, a equação da quantidade de movimento e uma correlação da fração do gás foram aplicadas para calcular a pressão ao longo do eixo. No tubo de descida, a variação total da pressão foi estimada e forneceu valores referentes à pressão no fundo do tubo indutor, abaixo do distribuidor. Um equilíbrio de energia no distribuidor permitiu relacionar pressão no fundo do tubo indutor, sobre a região do distribuidor.

Gradiente de pressão no tubo de subida

O balanço de quantidade de movimento no modelo de separação (WALLIS 1969, apud CAMARASA et al., 2001) incluiu a pressão, gravidade, atrito e a força de aceleração. Assim, o gradiente de pressão segue:

$$\frac{dp}{dZ} = \rho_L\, g\left(1-\varepsilon_{G,Su}\right) + \frac{2 f\, \rho_L\, V_{s,L}^2}{D_{Su}} \Phi_L^2 + \rho_L\, V_{s,L}^2 \frac{d}{dZ}\left(\frac{1}{1-\varepsilon_{G,SU}}\right) \qquad 3.71$$

Onde f é o fator de atrito para fase única e Φ_L^2 é um fator multiplicador para o atrito bifásico. As variáveis f e Φ_L^2 podem ser calculadas com correlações adequadas (MIDOUX 1985, e WALLIS 1969, apud CAMARASA et al., 2001). Desprezando o termo de aceleração, a integração da equação 3.71 conduz à seguinte expressão da pressão local no tubo de subida:

$$p(Z) = p + \int_Z^{H,SU} \rho_L\, g\left(1-\varepsilon_{G,SU}\right) dz + \int_Z^{H,SU} \frac{2 f\, \rho_L\, V_{s,L}^2}{D_{SU}} \Phi_L^2\, dZ \qquad 3.72$$

Em que p é a pressão na região do separador.

Para a correlação entre as velocidades e a fração volumétrica de gás, Camarasa et al. (2001) definiram dois regimes hidrodinâmicos como segue:

Regime homogêneo: é encontrado quando há baixa velocidade superficial do gás e é caracterizado por uma distribuição de pequenas bolhas e por uma fração de gás uniforme na direção radial. Podem ser desprezados coalescência e fenômenos de separação. Como as variáveis não mudam na direção radial, a fração de gás pode ser obtida da velocidade relativa das fases:

$$V_r = \frac{V_{s,G}}{\varepsilon_G} - \frac{V_{s,L}}{1-\varepsilon_G} = V_{bo}\left(1-\varepsilon_G\right)^{n-1} \qquad 3.73$$

unesp

A velocidade relativa (V_r) é menor que a velocidade das bolhas no tubo de subida (V_{bo}), por um fator $(1 - \varepsilon_G)^{n-1}$ (efeito de obstáculo (JOSHI et al. 1990, apud CAMARASA et al., 2001)). O expoente n depende das características das bolhas, que variam em função da velocidade superficial do gás, das propriedades físico-químicas das substâncias do sistema e da região de distribuição de gás.

Regime heterogêneo: foi definido para maiores velocidades do gás e é caracterizado por um perfil radial de expansão do gás. O modelo drift-flux de Zuber e Findlay (1965, apud CAMARASA et al., 2001) foi usado para a relação entre a fração do gás e a velocidade superficial do gás:

$$\frac{V_{s,G}}{\varepsilon_G} = C_0 \left(V_{s,G} + V_{s,L}\right) + C_1 \qquad 3.74$$

Onde C_0 é um parâmetro de distribuição e C_1 uma constante que representa a velocidade relativa do gás na mistura. Conhecendo a velocidade de circulação do líquido e a velocidade superficial do gás, as equações 3.72 e 3.73 ou a 3.74 podem ser resolvidas simultaneamente para a base do tubo de subida até no tanque de separação de gás (onde a pressão é conhecida), para se obter a pressão e o perfil do conteúdo de gás no tubo de subida.

Perda de pressão no tubo de descida

A perda de pressão no tubo de descida (particularmente do tanque de separação até o distribuidor de gás) foi escrita assim:

$$\Delta p_D = K \rho_L Q_L^2 \qquad 3.75$$

em que K é o coeficiente de perda baseado na vazão do líquido. A pressão na base do tubo de subida, abaixo do injetor, é dada por:

$$p_{in} = \rho_L g H_{SU} \left(1 - \varepsilon_{G,D}\right) - K \rho_L Q_L^2 - \frac{1}{2} \rho_L V_{L,in}^2 \qquad 3.76$$

Em que $\varepsilon_{G,D}$ é a fração volumétrica do gás no tubo de descida devido às recirculações das bolhas.

unesp

Balanço de Energia na região do distribuidor

A relação entre pressão $p(1)$ na base do tubo de subida, acima da região do injetor e a pressão no injetor (P_{in}) foi estabelecida por um equilíbrio de energia no injetor de ar:

$$p_{in} - p(1) = \frac{1}{2}\rho_L \left[\left(\frac{V_L(1)}{1-\varepsilon_{G,SU}} \right)^2 - V_{L,in}^2 \right] \qquad 3.77$$

As equações do modelo descritas constituem um conjunto de equações não lineares, que podem ser resolvidas iterativamente (CAMARASA et al. 1999b, apud CAMARASA et al., 2001). Foi considerado no modelo que a velocidade superficial do líquido era igual à velocidade de circulação do líquido.

3.2.5- Modelo desenvolvido por Merchuk e Berzin

Com base na 1^0 lei da termodinâmica, Merchuk e Berzin (1995) desenvolveram um modelo matemático para cada região do reator *airlift*. O modelo requeria dados de entrada de pressão e fração volumétrica do gás para cada região do reator (duto de subida, duto de descida, topo e base). Com base nisso, foi determinada a dissipação da energia de cada um deles. Portanto pôde ser calculado a taxa global de atrito para cada região.

A energia é dissipada no reator por dois mecanismos principais: atrito na parede e a dissipação associada as bolhas. O modelo de perturbação das bolhas (*bubble wake*) proposto por Schmidt et al. (1992, apud MERCHUK e BERZIN, 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 e uma dissipação turbulenta na esteira das bolhas. O modelo matemático representado para o reator *airlift* é baseado nas 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 densidade das bolhas;

-Energia é dissipada por atrito próximo da interface líquido e parede e também no interior do meio líquido;

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 1 12 13 14 15 16 17 18

-Temperatura do líquido foi considerada constante.

A representação esquemática do fluxo de massa e energia é apresentada no modelo da figura 3.11, com base na primeira lei da termodinâmica.

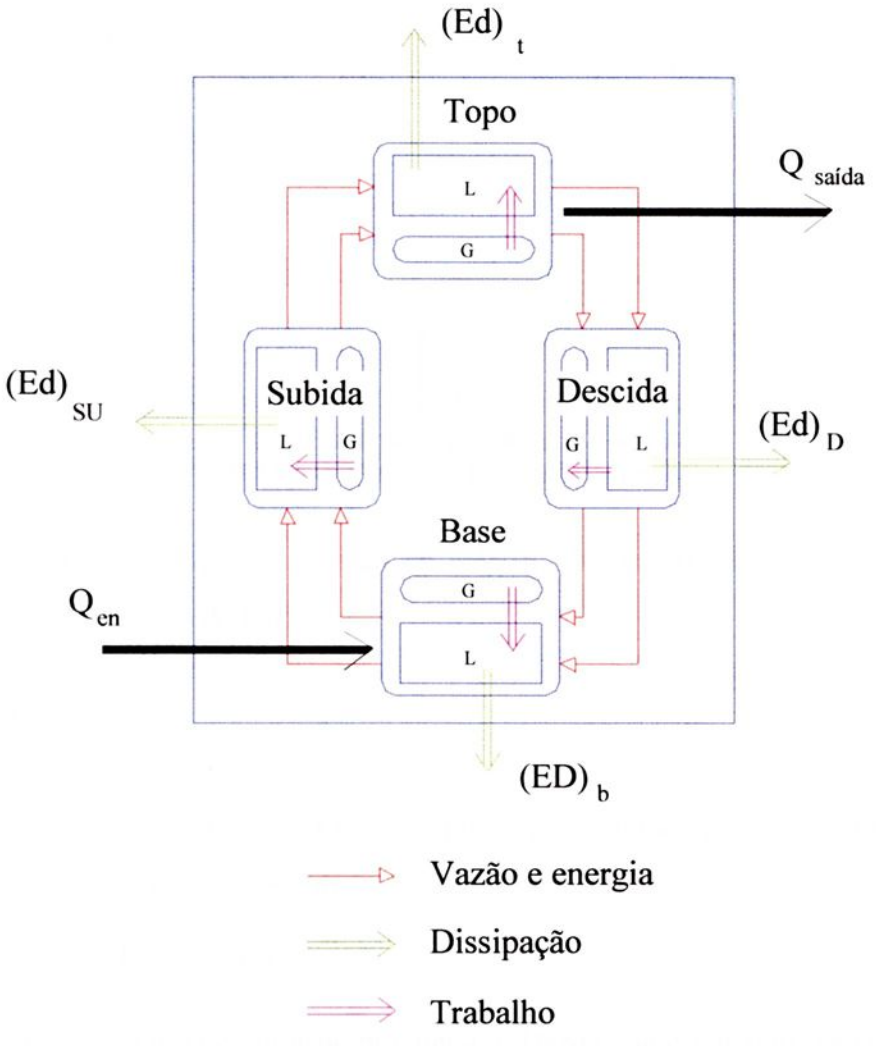


Fig. 3.11 – Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico.
Fonte: Adaptado de Merchuk e Berzin (1995, pg. 2226).

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

$$\Delta(pQ)+\Delta Ep+\Delta Ed=Ws \qquad 3.78$$

O primeiro termo representa o trabalho realizado pela vazão, o segundo termo representa a variação da energia potencial do sistema e *Ed* está relacionado à energia dissipada por unidade de volume. E *Ws* é o trabalho realizado pelo sistema considerado. A figura 3.12 mostra o esquema com os 5 pontos localizados no reator que foram considerados nas expressões matemáticas.

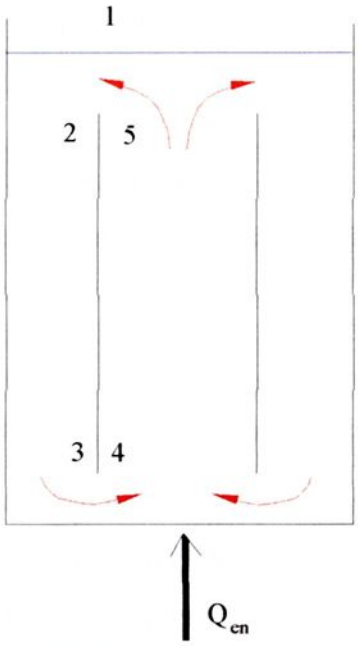


Fig. 3.12 – Representação esquemática do reator *airlift*.
Fonte: Adaptado de Merchuk e Berzin (1995, pg. 2226).

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

$$(Ws)_{G,SU} = Q_{G,SU}\, p_4 \ln\left(\frac{p_5}{p_4}\right) \qquad 3.79$$

$Q_{G,SU}$ é a vazão de ar injetado no sistema e proporcionando a recirculação do líquido. O balanço da fase do líquido no duto de subida é expresso assim:

$$Q_L (p_5 - p_4) + Q_L\, \rho_L\, g\, H + (Ed)_{SU} = Ws_{L,SU} \qquad 3.80$$

Onde H é a altura do tubo indutor de movimento. Desde que o trabalho realizado pelo gás é ganho no líquido , tem-se:

$$(Ws)_{G,SU} = -(Ws)_{L,SU} \qquad 3.81$$

Portanto a energia dissipada no duto de subida foi igual:

$$(Ed)_{SU} = Q_L\,(p_4 - p_5) - \rho_L\, Q_L\, g\, H - Q_{G,SU}\; p_4 \ln\left(\frac{p_5}{p_4}\right) \qquad 3.82$$

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

$$(Ws)_{G,t} = Q_{G,SU}\, p_4 \ln\left(\frac{p_1}{p_4}\right) + Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_2}{p_5}\right) \qquad 3.83$$

O balanço da fase líquida no topo foi determinado assim:

$$(Ws)_{L,t} = Q_L (p_2 - p_5) + (Ed)_t \qquad 3.84$$

O termo de energia potencial foi desconsiderado devido não haver mudança de energia potencial no topo do reator. Substituindo a equação 3.83 e 3.84 na equação 3.81 e reajustando os termos, tem-se a energia dissipada no topo:

$$(Ed)_t = Q_L (p_5 - p_2) - Q_{G,SU}\, p_4 \ln\left(\frac{p_1}{p_5}\right) - Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_2}{p_5}\right) \qquad 3.85$$

Onde $Q_{G,\,D}$ é a vazão de ar no duto de descida. Para o duto de descida segue o mesmo raciocínio. Mas agora é o líquido que realiza trabalho de compressão do gás. Para o esquema da figura 3.12, o trabalho realizado pelo gás segue:

$$(Ws)_{G,D} = Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_3}{p_4}\right) \qquad 3.86$$

E o balanço de energia da fase líquida segue:

$$Q_L (p_3 - p_2) - Q_L \rho_L g H + (Ed)_D = Ws_{L,D} \qquad 3.87$$

Usando a mesma analogia para o duto de subida, a energia dissipada do duto de descida foi definida assim:

$$(Ed)_D = Q_L (p_2 - p_3) + \rho_L Q_L g H - Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_3}{p_2}\right) \qquad 3.88$$

Onde 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:

$$(Ws)_{G,b} = Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_4}{p_3}\right) \qquad 3.89$$

Aqui, como no topo, não há mudança de energia potencial para o líquido. O balanço da fase líquida foi definido assim:

$$(Ws)_{L,b} = Q_L (p_4 - p_3) + (Ed)_b \qquad 3.90$$

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

unesp

$$(Ed)_b = Q_L (p_3 - p_4) - Q_{G,D}\, p_4 \ln\left(\frac{p_4}{p_3}\right) \qquad 3.91$$

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.

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

unesp

3.3- Resultados experimentais

3.3.1- Dados de Heijnen et al. em meios trifásicos

Com base no modelo matemático desenvolvido por Heijnen et al. (item 3.2.1) foram realizados alguns levantamentos experimentais no reator aeróbio de leito fluidizado com dois tubos concêntricos em escala real. No quadro abaixo, são apresentadas as dimensões do reator e dados dos ensaios utilizados por Heijnen et al. (1997) para testar o modelo matemático proposto.

Quadro 3.1: Dados utilizados nos ensaios experimentais e no modelo. (Fonte: HEIJNEN et al. , 1997)

	Escala real
Altura do reator H, (m)	22,50
Diâmetro do reator D, (m)	4,50
Altura efetiva do tubo interno H_e, (m)	14,00
Diâmetro do tubo interno, D_I, (m)	3,15
Volume do reator, (m^3)	284,00
Relação H_I/D,	3,00
Fração de área do tubo interno	0,49
Sólidos	Basalto
Tamanho dos sólidos, (mm)	0,20 – 0,31
Massa específica dos sólidos, (kg/m^3)	2700,00
Concentração de sólidos, (g/m^3)	100 - 270

A seguir é apresentado um gráfico da velocidade de recirculação em função da velocidade superficial de gás no regime 3 e operado com três fases.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 1 12 13 14 15 16 17 18

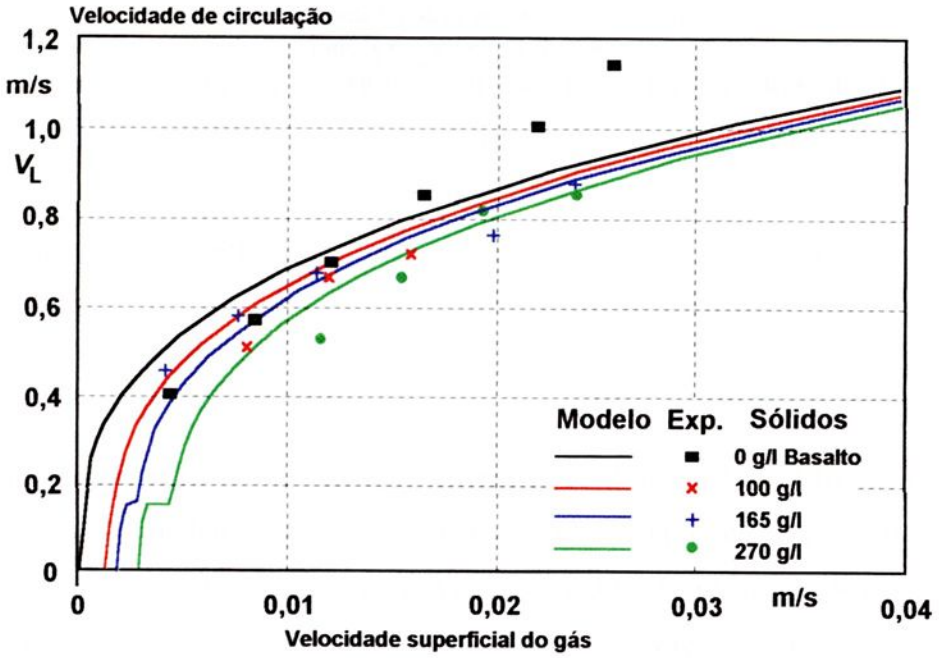


Figura 3.13 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Adaptado do Heijnen et al. (1997, pg. 2537).

Para o modelo matemático, foram estimados: K_{at}= 6,8; V_{bo} = 0,15 (m/s) e V_p= 0,011 (m/s). Com base no gráfico, Heijnen et al. (1997) concluíram que o modelo matemático não descreveu adequadamente o comportamento observado no reator em escala real.

3.3.2- Resultados de Couvert et al. para meios bifásicos

Para o reator retangular, Couvert et al. (2001) fizeram uma série de experiências que foram usadas para validar o modelo matemático desenvolvido no item 3.2.2. Foram feitos ensaios com três reatores retangulares de escalas diferentes. Para todos os reatores estudados, o injetor de gás era de membrana. O reator 3 tem a base de forma cônica, e os outros reatores eram simplesmente retangulares. No reator 1, as frações volumétricas do gás no duto de subida ($\varepsilon_{G,\,SU}$) e descida ($\varepsilon_{G,\,D}$) foram medidas por um transmissor de pressão. A velocidade de circulação do líquido V_L foi determinada com o auxílio de traçadores.

O maior número de dados experimentais foi obtido no reator 1, por que os parâmetros do modelo matemático foram ajustados com ele.

As características dos reatores são mostradas no quadro a seguir:

Quadro 3.2: Característica geométrica dos reatores.
(Fonte: COUVERT et al., 2001)

	Volume (m^3)	Altura do líquido (m)	Largura do reator (m)
Reator 1	0,65	2,60	0,500
Reator 2	$4,70 \times 10^{-3}$	0,65	0,086
Reator 3	4,60	5,70	0,900

Reator 1

São apresentados os resultados experimentais nas figura 3.14 a 3.16. Como pode ser visto na figura 3.14, o modelo estava de acordo com dados experimentais (15% de erro para a velocidade de circulação do líquido) para K_b igual a 3,6, K_t igual a 0,8 e C_A = 0,9. A velocidade do líquido aumentou com o aumento da taxa de aeração até que $V_{s,G}$ alcançasse o valor de 0,015 m/s (figura 3.14). Após isso começou a aparecer algumas bolhas no duto de descida (regime 2) e a velocidade de ascensão das bolhas se tornou aproximadamente igual à velocidade do líquido no duto de descida (COUVERT et al., 2001) e proporcionou um crescimento menor da velocidade de circulação do líquido. A curva da velocidade do líquido corresponde à recirculação das bolhas no duto de descida. Para as figuras 3.15 e 3.16, foi mostrado que a fração volumétrica do gás era diretamente proporcional à velocidade superficial do gás no duto de subida e descida

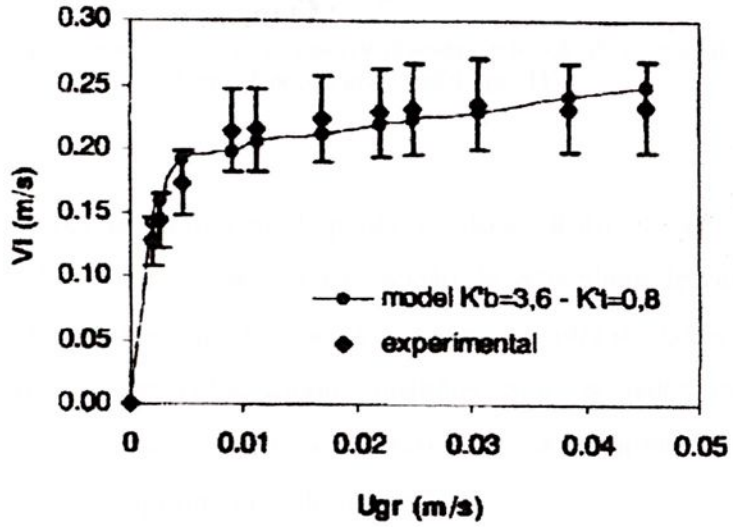


Figura 3.14 – Velocidade de circulação do líquido em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 117).

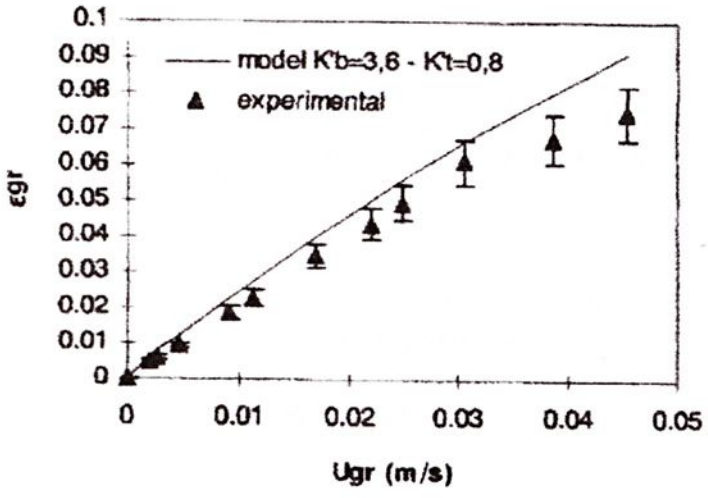


Figura 3.15 – Fração volumétrica do gás no duto de subida em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 117).

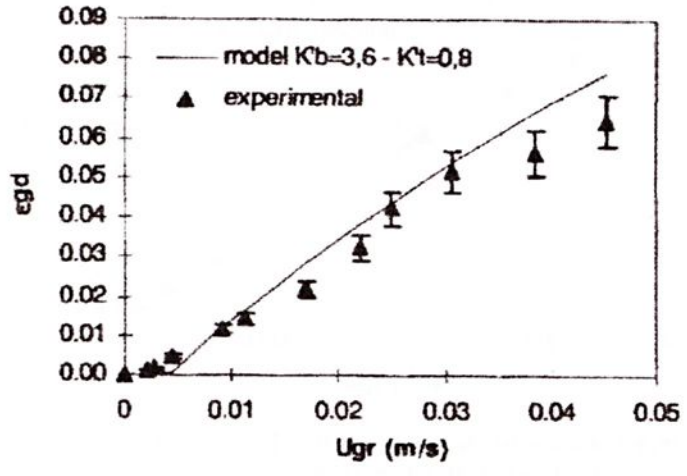


Figura 3.16 – Fração volumétrica do gás no duto de descida em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 117).

Reator 2

Os mesmos valores de coeficiente de perda devido ao atrito e arraste foram usados para modelar o reator 2. A figura 3.17 mostra a evolução da velocidade de circulação do líquido em relação à velocidade superficial do gás e a comparação entre os dados experimentais e os modelos. Os valores determinados foram ajustados com os dados experimentais e foi encontrado um erro de 15%. A fração volumétrica do gás é apresentada na figura 3.18, demonstrando o mesmo comportamento do reator 1.

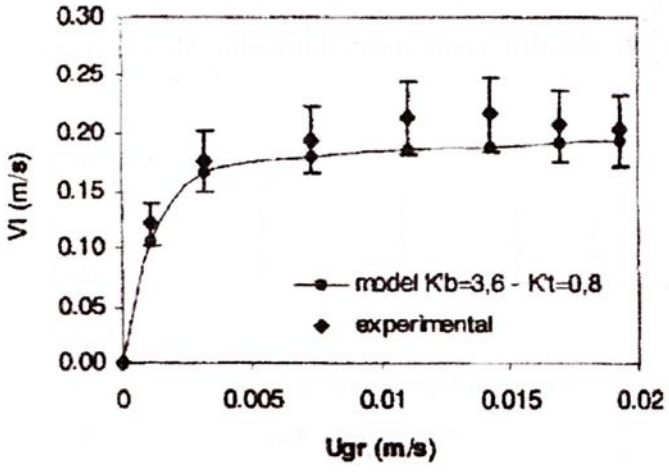


Figura 3.17 – Velocidade de circulação do líquido em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 118).

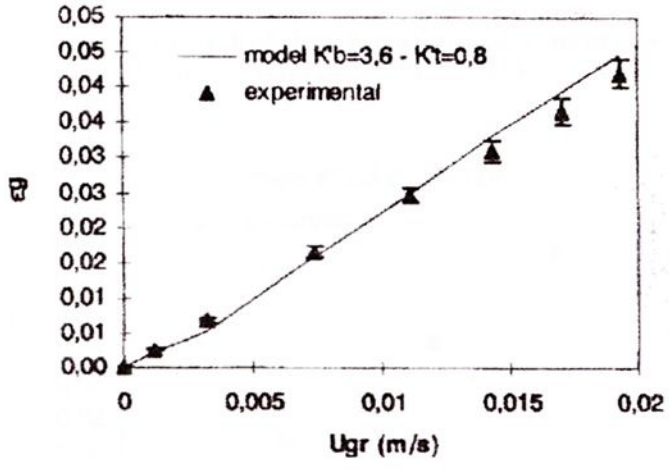


Figura 3.18 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 118).

Reator 3

Apesar de que foram obtidos apenas alguns valores para o reator 3 (4 pontos), o modelo foi testado com os mesmos coeficientes. As figuras 3.19 e 3.20 apresentam a comparação entre os dados experimentais e os valores calculados pelo modelo matemático. Como pode ser visto na figura 3.19, estes resultados foram piores do que nos outros dois reatores piloto. Um erro de 25% foi encontrado para a velocidade do líquido. A comparação entre modelo e a fração volumétrica experimental é mostrada na figura 3.20 e teve um erro de 15% em relação aos dados experimentais.

Para Couvert et al. (2001) a velocidade de circulação do líquido no modelo do reator 3 não forneceu resultados satisfatórios devido à geometria particular da base. Com isso pôde ter reduzido o coeficiente de perda devido ao atrito no fundo e proporcionado um aumento da velocidade de circulação do líquido. Além disso, o injetor de gás (sobre a base) pode ter sido a

causa de uma menor queda de pressão e então uma velocidade do líquido maior. Além do mais, as medidas em uma planta industrial eram mais difíceis de se obter do que em laboratório.

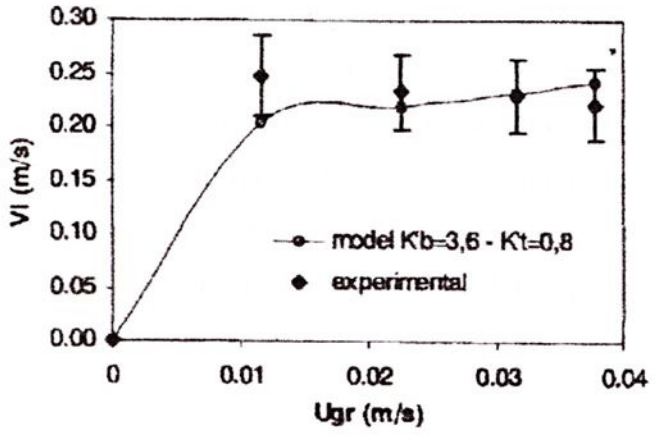


Figura 3.19 – Velocidade de circulação do líquido em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 118).

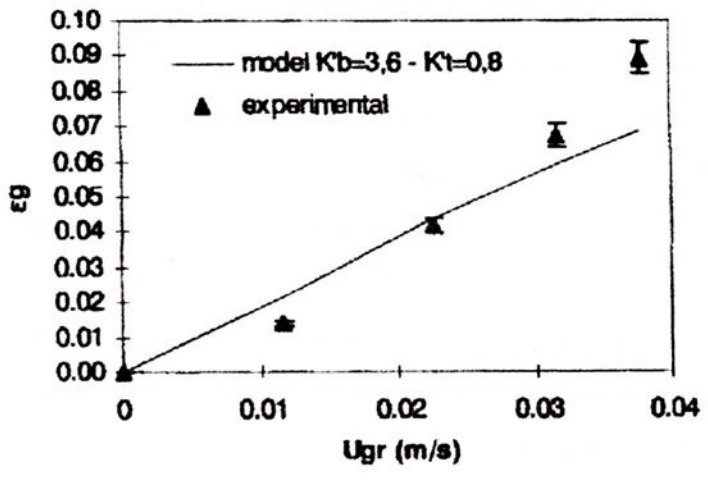


Figura 3.20 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Couvert et al. (2001, pg. 118).

Portanto foram apresentados por Couvert et al. (2001) os resultados dos ensaios experimentais e a comparação com o modelo matemático para qualquer reator retangular. A única condição foi que o regime de fluxo de gás devia ser o bastante para carrear as bolhas para o duto de descida.

3.3.3- Comportamento de três reatores com características construtivas diferentes

Lu et al. (2000) realizou ensaios em três reatores *air-lift* diferentes. O primeiro modelo chamado de reator *air-lift* quadrado (RAQ) era caracterizado por um duto retangular externo e um tubo circular interno. Foram executadas experiências para investigar os efeitos da relação

de altura e diâmetro do tubo de subida (H_{SU} / D_{SU}), e a relação de área da seção transversal do tubo de subida e descida (A_{SU} / A_D) em função da fração volumétrica do gás, velocidade de circulação do líquido e tempo de mistura. Foram também realizadas algumas comparações com essas características para um reator *air-lift* redondo (RAR), descrito nessa dissertação como tubos concêntricos. Para estudar os efeitos sobre o tempo de mistura, houve uma comparação com um terceiro reator que não possuía tubo interno, denominado reator quadrado (RQ). Os ensaios foram realizados para meio bifásico (gás-líquido) utilizando águas residuárias para a fase líquida. Para os três modelos as alturas do reator eram de 2 metros. O diâmetro do tubo de descida era de 0,188 m para o RAR e para os RAQ e RQ a seção transversal do duto de descida era de 0,167x0,167 m.

Influência da relação H_{SU} / D_{SU}

Nas experiências foram usados diâmetros de tubo de subida de 0,07 m; 0,1 m; 0,13 m e 0,15 m, e comprimentos iguais a 1,08 m e 1,45 m. As figuras 3.21 e 3.22 mostram que quando H_{SU} / D_{SU} era igual a 11,2, houve valores máximos de fração volumétrica do gás e velocidade do líquido. O valor ideal da relação H_{SU} / D_{SU} foi determinado para ser 11,2. Geralmente, a força de resistência e a força motriz para a circulação do líquido aumentaram com o aumento do valor de H_{SU} / D_{SU}, mas o aumento da força de resistência era mais evidente. A força de resistência ultrapassou a força motriz quando H_{SU} / D_{SU} excedeu a 11,2 e resultou na redução da taxa de circulação do líquido. A fração do gás diminuiu como diminuiu a entrada das bolhas no tubo externo. Abaixo são apresentadas as figuras 3.21 e 3.22.

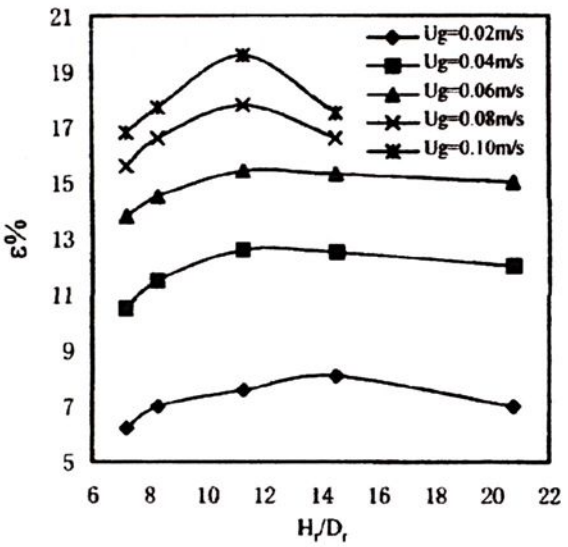


Figura 3.21 – Fração volumétrica do gás em função da relação H_{SU}/D_{SU}. Fonte: Lu et al. (2000, pg. 2259).

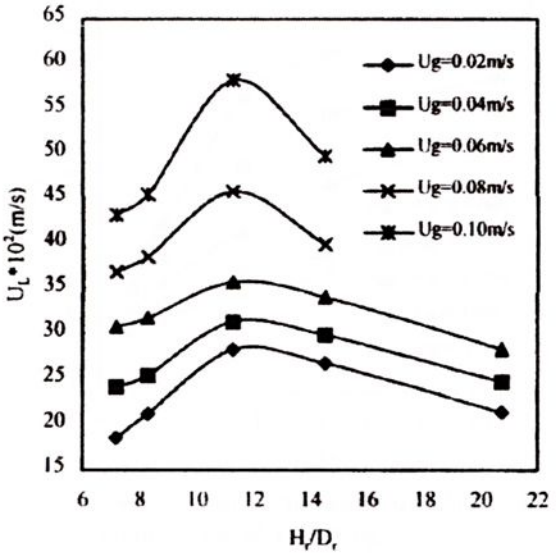


Figura 3.22 – Velocidade de circulação do líquido em função da relação H_{SU}/D_{SU}.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2259).

O processo de mistura nos reatores *air-lift* consistiu em parte na mistura e dispersão axial que ocorreu respectivamente no topo, na base (onde divide as zonas) e no espaço entre o tubo de subida e descida. A mistura no tubo de subida e descida foi causada pela dispersão axial que ocorreu devido à turbulência e diferença de velocidades de gás. Na experiência, o aumento do valor da relação H_{SU} / D_{SU} foi devido a uma diminuição do D_{SU}, que limitou a dispersão axial no tubo de subida, aumentando assim o tempo de mistura. A figura 3.23 também mostra que houve aumento do t_m com o aumento de H_{SU} / D_{SU}, e houve um ponto de transição do t_m para relação H_{SU} / D_{SU} igual a 11,2, na qual a resistência na zona de deflexão da base e as diferenças de velocidade no tubo de subida e descida eram maiores. Todas estas características intensificaram o processo de mistura no RAQ e reduziram a taxa crescente do t_m, em relação ao aumento da relação H_{SU} / D_{SU}.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

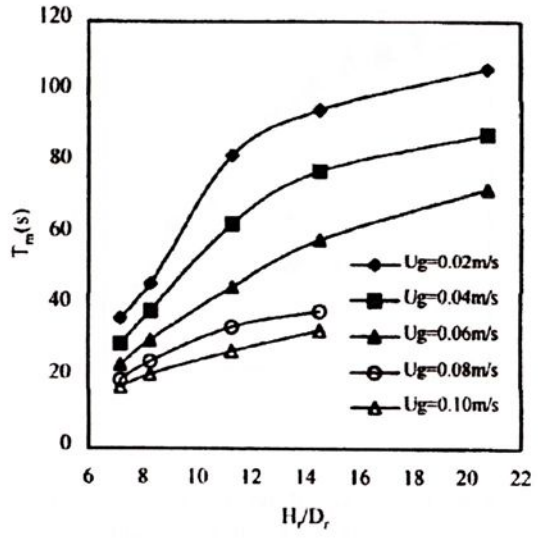


Fig. 3.23 – Tempo de mistura em função da relação H_{SU}/D_{SU}.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2259)

Influência da relação A_{SU} / A_D

As experiências foram executadas com diferentes relações de A_{SU} / A_D (0,111; 0,266 e 0,695) e para a altura do tubo de subida igual a 1,45 m. Os correspondentes valores H_{SU} / D_{SU} foram iguais a 20,7; 14,5 e 11,2. A figura 3.24 mostra que a fração do gás cresceu com o crescimento da velocidade superficial do gás. Porém, quando velocidade superficial do gás foi maior que 0,06 m/s, a influência de A_{SU} / A_D foi notada. Com o intervalo experimental da relação H_{SU} / D_{SU} entre 11,2 e 20,7, a fração do gás diminuiu com o aumento de A_{SU} / A_D, para a mesma velocidade superficial do gás. A tendência da variação da fração do gás foi semelhante a da figura 3.19.

A figura 3.25 mostra que a velocidade de circulação do líquido foi maior para a relação A_{SU} / A_D igual a 0,695. A resistência no fluxo no RAQ foi menor quando A_{SU} / A_D era igual a 0,695, proporcionando um tempo de mistura menor (figura 3.26). Uma alta velocidade de circulação do líquido proporcionou uma boa mistura.

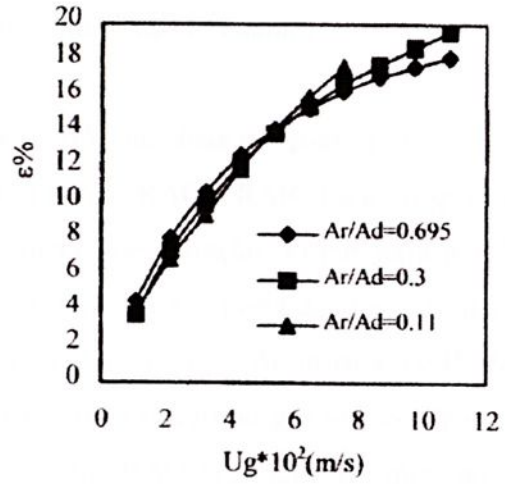


Figura 3.24 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2259)

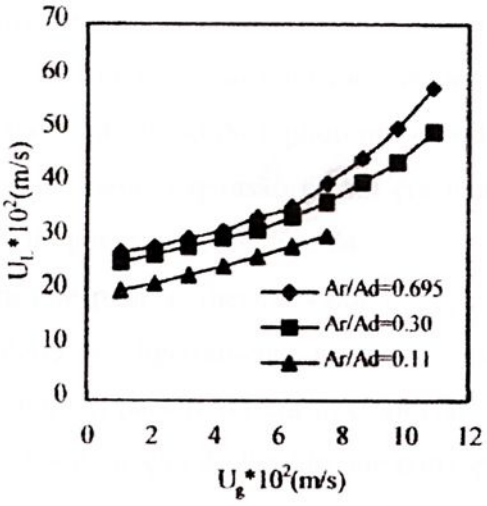


Figura 3.25 – Velocidade de circulação do líquido em função da velocidade superficial do gás.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2260)

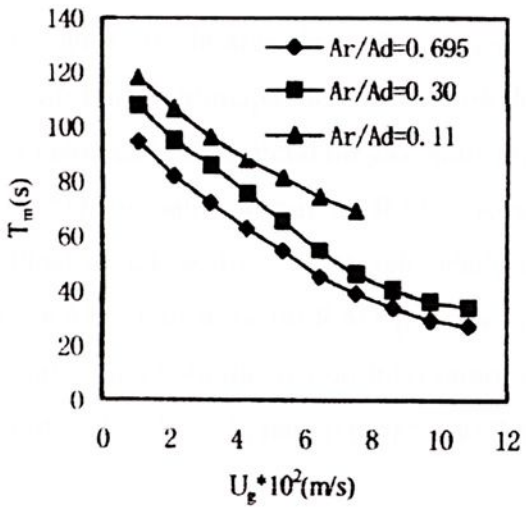


Figura 3.26 – Tempo de mistura em função da velocidade superficial do gás.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2260)

Comparação entre o reator quadrado e redondo

Foram usadas nas experiências duas relações de A_{SU} / A_D (0,695 e 1,38) e a altura do tubo de subida era de 1,08 m para o RAQ e RAR. Para respectivos valores H_{SU} / D_{SU} igual a 8,3 e 7,2. A figura 3.27 mostra que a fração do gás para o RAQ e RAR aumentou com a velocidade superficial do gás. Para a relação A_{SU} / A_D igual a 1,38 (H_{SU} / D_{SU} = 7,2) a fração do gás foi menor do que para A_{SU} / A_D igual a 0,695 (H_{SU} / D_{SU} = 8,3), para os dois reatores. A tendência da variação da fração do gás foi semelhante à que é mostrada na figura 3.19. A fração do gás no reator RAQ era maior do que no RAR, para os mesmos valores de velocidade superficial do gás e A_{SU} / A_D. Uma explicação para este comportamento é a menor velocidade de circulação do líquido no RAQ. A diminuição da velocidade de circulação causa um aumento da expansão no tubo de subida, e também reduz a velocidade das bolhas. A expansão do gás no tubo de subida foi reduzida, desde que houvesse uma influência negativa do fluxo do líquido no tubo de descida. A contribuição da fração do gás no tubo de subida para expansão global era maior quando fosse comparado com a contribuição da fração do gás no tubo de descida.

A figura 3.28 mostra que para o mesmo valor de $V_{s,G}$ e A_{SU} / A_D, a velocidade de circulação do líquido no RAQ foi ligeiramente menor do que no RAR. Indicou que a resistência de circulação do líquido para RAQ era ligeiramente maior do que no RAR. Para RAQ ou RAR, a velocidade de circulação do líquido que corresponde a A_{SU} / A_D igual a 1,38 eram mais baixos que o valor da relação A_{SU} / A_D igual a 0,695.

A figura 3.29 indicou que t_m diminuiu com aumento da $V_{s,G}$ ou A_{su} / A_D para RAQ e RAR. Kawase e Moo-Young (1986b, apud LU et al., 2000) também informaram que o tempo de mistura aumentou com o aumento da área da seção transversal A_D. A mistura devido à recirculação poderia ser a contribuição principal dos reatores *air-lift*.

Quando aumentou a velocidade superficial do gás, aumentou a intensidade da mistura. Nas experiências, o t_m no RAQ foi maior do que no RAR e isso se deve que para o mesmo valor de velocidade superficial do gás e A_{SU} / A_D, a velocidade de circulação do líquido no RAQ era menor do que no RAR. A mistura no RAQ pode se tornar mais fraca do que no RAR. No ensaio experimental, o aumento da área do tubo interno influenciou na mistura dos reatores e houve um valor ótimo de A_{SU} / A_D para o projeto do RAQ.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

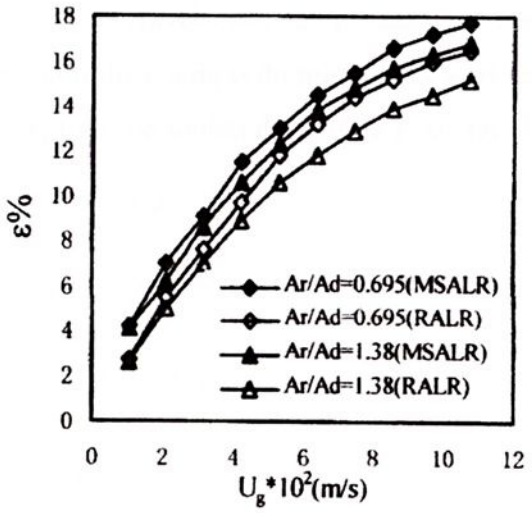


Figura 3.27 – Fração volumétrica em função da velocidade superficial do gás. Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2260). Obs: MSALR = RAQ reator *airlift* quadrado; RALR = RAR reator *airlift* redondo.

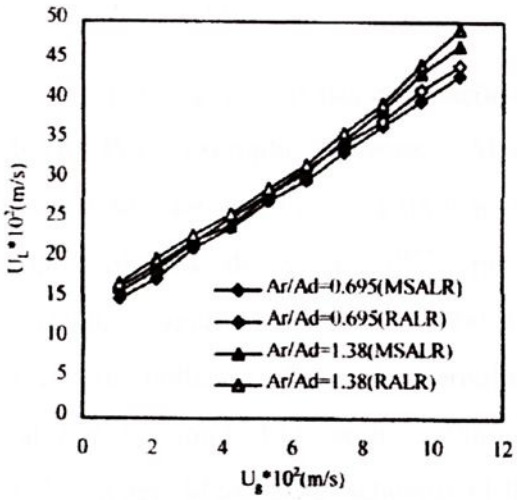


Figura 3.28 – Velocidade de circulação do líquido em função da velocidade superficial do gás. Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2261). Obs.: MSALR = RAQ reator *airlift* quadrado; RALR = RAR reator *airlift* redondo.

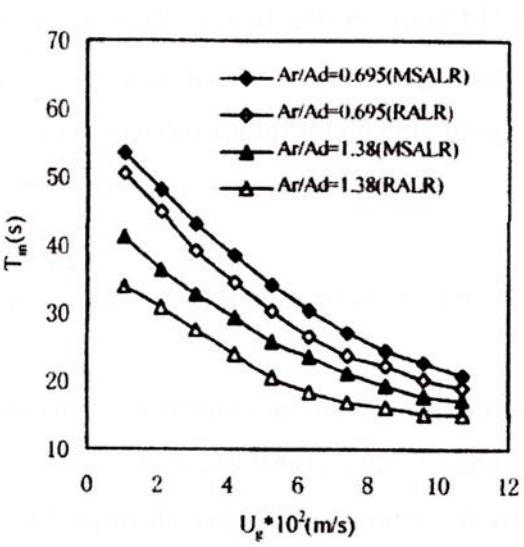


Figura 3.29 – Tempo de mistura em função da velocidade superficial do gás. Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2261). Obs.: MSALR = RAQ reator *airlift* quadrado; RALR = RAR reator *airlift* redondo.

Para comparar, algumas correlações empíricas de fração volumétrica do gás, velocidade de circulação do líquido e tempo de mistura para os reatores RAQ e RAR foram listadas abaixo (para altura de tubo de subida do RAQ e RAR igual a 1,08 m):

ε (RAQ): $\varepsilon = 0{,}046\, V_{su,G}^{\,0,58}\, (A_{SU} / A_D)^{-0,72}$ 3.92

ε (RAR): $\varepsilon = 0{,}035\, V_{su,G}^{\,0,647}\, (A_{SU} / A_D)^{-0,0852}$ 3.93

V_L (RAQ): $V_L = 0{,}114\, V_{su,G}^{\,0,557}\, (A_{SU} / A_D)^{0,073}$ 3.94

V_L (RAR): $V_L = 0{,}124\, V_{su,G}^{\,0,537}\, (A_{SU} / A_D)^{0,08}$ 3.95

t_m (RAQ): $t_m = 53{,}15\, V_{su,G}^{\,-0,377}\, (A_{SU} / A_D)^{-0,269}$ 3.96

t_m (RAR): $t_m = 45{,}70\, V_{su,G}^{\,-0,377}\, (A_{SU} / A_D)^{-0,319}$ 3.97

Os valores de velocidade superficial do gás nas correlações acima eram semelhantes a algumas já existentes do RAR. Por exemplo, Kawase e Moo-Young (1986b, apud LU et al., 2000) obtiveram um resultado de $\varepsilon = V_{su,G}^{\,0,7}$ para o sistema com água limpa e foi comparado com os resultados obtidos de $\varepsilon = V_{su,G}^{\,0,647}$, para o mesmo sistema. Chisti, Fujimoto e Moo-young (1986, apud LU et al., 2000) também definiram $\varepsilon = V_{su,G}^{\,0,43\text{-}0,892}$ para o fluxo de bolha ou fluxo do borbulhador para reatores *air-lift* retangulares. Chakravart et al. (1973, apud LU et al., 2000) obtiveram uma relação de $\varepsilon = V_{su,G}^{\,0,88}\, (A_{SU} / A_D)^{1,08}$. Siegel, Merchuk e Schugerl (1986, apud LU et al., 2000) apresentaram outra correlação de $V_{L,SU} = V_{su,G}^{\,0,4}\, (D_{SU} / D_D)^{-0,41}$ para o reator *air-lift* retangular. Para o tempo de mistura, Choi et al. (1996, apud LU et al., 2000) apresentaram uma relação de $t_m = V_{su,G}^{\,-0,36}$ para reatores *air-lift* retangulares. Os valores mostrados na relação A_{SU} / A_D nas anteriores correlações foram totalmente diferentes e isso indicou que o efeito de A_{SU} / A_D é mais complexo.

Comparação com o tempo de mistura de uma coluna de bolhas

O trabalho comparou ainda os tempos de mistura (t_m) com o de um reator quadrado (coluna de bolhas) com mesma área da seção transversal. A figura 3.30 mostra a variação do t_m para RAQ, RAR e RQ em função da velocidade superficial do gás. À mesma velocidade superficial, o t_m de RQ era aproximadamente 40 - 50% maior do que RAQ ou RAR.



O t_m de RAQ foi ligeiramente maior do que o RAR, o que pode ser devido ao fato que a velocidade de circulação do líquido para RAQ é ligeiramente menor do que no RAR.

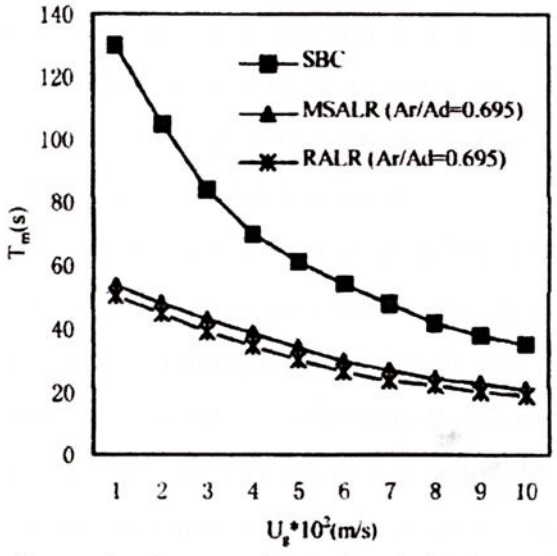


Figura 3.30 – Tempo de mistura em função da velocidade superficial do gás.
Fonte : Lu et al. (2000, pg. 2262). Obs.: SBC = RQ; MSALR = RAQ; RALR = RAR.

3.3.4- Dados de Camarasa et al.

Nesse item são apresentados os levantamentos experimentais realizados por Camarasa et al. (2001) para verificar a expansão do gás e velocidade de circulação do líquido e teste do modelo citado no item 3.2.4.

As experiências foram conduzidas em um reator *air-lift* em escala piloto composto por um tubo de subida com um diâmetro interno de 0,23 m e uma altura de 3,5 m, um separador metálico (altura = 0,9 m, diâmetro = 1,2 m) e um tubo de descida com um diâmetro de 0,15 m. Três tipos de injetores foram usados, sendo um com bocal de único-orifício (10 mm de diâmetro) e dois injetores com múltiplos orifícios (injetor 1, com 12 furos de 2 mm uniformemente espaçados e o injetor 2, com 72 furos de 2 mm). A velocidade superficial do gás variou entre 5 mm/s e 11 cm/s e era controlada por dois rotâmetros. O reator foi operado com duas fases sendo que água pura e uma solução aquosa de butanol com 0,1% do volume do reator foi usada para fase líquida, para inibir a coalescência das bolhas.

Foi aplicado o método manométrico para medir a fração volumétrica do gás em regiões diferentes do tubo de subida, usando a equação:

$$\varepsilon_G = 1 - \frac{\Delta p}{\rho_L \, g \, \Delta Z} \qquad 3.98$$

onde Δp é a diferença de pressão estática entre as duas sondas colocadas a uma distância ΔZ. Para as medidas de pressão havia 4 sondas piezo-resistividade na parede do tubo de subida, com medições com uma freqüência de 50 Hz . Para as medidas de fração volumétrica do gás, foram registrados os sinais de freqüência igual a 1 Hz durante 5 minutos. Para cada experiência, a capacidade do sistema de aquisição era de 10.000 leituras, isso para minimizar o erro estatístico. A velocidade de circulação da fase líquida foi medida com um medidor ulta-sônico de vazão situado no tubo de descida.

A figura 3.31 apresenta o gráfico de fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás para diferentes injetores de gás, utilizando água e água/butanol. Para o reator *air-lift* modificado, a influência do injetor de gás foi menor que em reatores clássicos de coluna de bolhas, por causa da estabilização da circulação do líquido. Com o uso de água/butanol, os valores da fração do gás foram mais altos do que água pura, porque as bolhas eram menores e assim elas tinham um tempo de residência maior no reator.

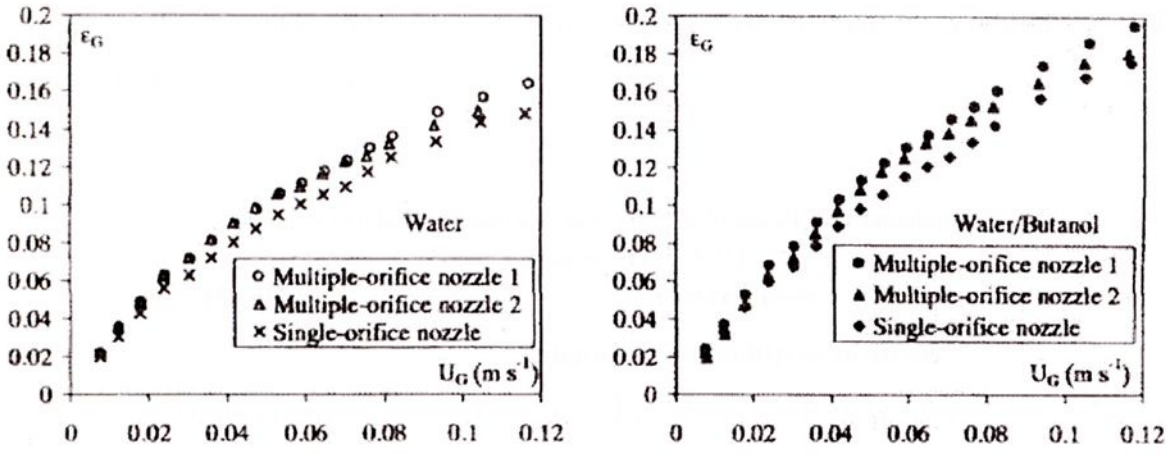


Figura 3.31 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Camarasa et al. (2001, pg. 496).

Foi realizado uma comparação do modelo hidrodinâmico (item 3.2.4) com os dados experimentais obtidos com o injetor de único orifício na mistura água e butanol. Foi verificado um erro aproximado de 3% nos valores de fração volumétrica do gás. A variação da expansão do gás em relação à altura do reator também foi comparada. Na figura 3.32 é apresentada a comparação e foi observada uma leve discordância entre teoria e experimento para os pontos perto da região do separador do gás-líquido e do injetor. Isso veio do fato que o modelo unidimensional não levava em conta os fenômenos de coalescência que acontecem nestas regiões.

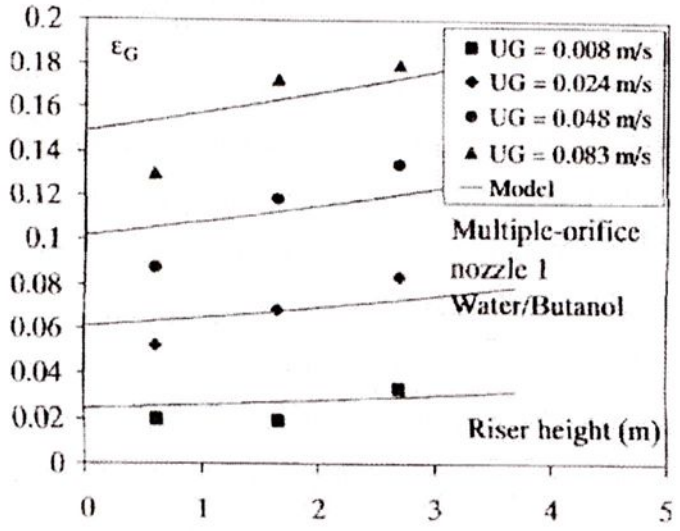


Figura 3.32 – Fração volumétrica do gás em função da altura de tomada de pressão.
Fonte: Camarasa et al. (2001, pg. 499)

Camarasa et al. (2001) determinaram algumas correlações empíricas referentes à fração volumétrica do gás e velocidade superficial do gás para o regime homogêneo e heterogêneo. Foram utilizados água e butanol para fase líquida e as correlações são apresentadas no quadro a seguir:

Quadro 3.3: Correlações empíricas fornecidas pelo modelo hidrodinâmico.
(Fonte: Camarasa et al., 2001)

Regime	**Correlações**
	injetor 1 com múltiplos orifícios
Homogêneo	$V_{s,G}/\varepsilon_G - V_{s,L}(1-\varepsilon_G) = 0{,}26\,(1-\varepsilon_G)^{0{,}93}$
Heterogêneo	$V_{s,G}/\varepsilon_G = 1{,}38\,(V_{s,G} + V_{s,L}) + 0{,}17$
	injetor 2 com múltiplos orifícios
Homogêneo	$V_{s,G}/\varepsilon_G - V_{s,L}(1-\varepsilon_G) = 0{,}32\,(1-\varepsilon_G)^{1{,}02}$
Heterogêneo	$V_{s,G}/\varepsilon_G = 1{,}36\,(V_{s,G} + V_{s,L}) + 0{,}18$
	injetor com único orifício
Heterogêneo	$V_{s,G}/\varepsilon_G = 1{,}44\,(V_{s,G} + V_{s,L}) + 0{,}22$

A diferença entre as constantes nas correlações foi devida às diferentes características das bolhas, que eram função do regime operacional do injetor. Para o injetor com único orifício, foi aplicada apenas a correlação referente ao regime heterogêneo.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

3.3.5- Levantamentos de Korpijarvi et al.

Korpijarvi et al. (1999) realizaram ensaios para verificar o comportamento da fração volumétrica do gás e velocidade de circulação em dois reatores *air-lift* com escalas diferentes, reator *air-lift* 1 e *air-lift* 2. O *Air-lift* 1 tinha um volume nominal de 15 l e altura de 1,25 m. A relação da área da seção transversal do tubo interno e externo foi ajustada com diferentes diâmetros de tubos internos e classificada como A, B, C e D. Quatro tubos internos foram usados com a relação de área A_I / A_E que variou entre 0,14 a 1,69. O tubo externo tinha diâmetro de 110 mm. O borbulhador de gás foi feito de aço sinterizado com o diâmetro das aberturas igual a 90 μm. O reator *Air-lift* 2 tinha volume nominal de 30 l e altura 2,5 m. Apenas um diâmetro de tubo interno foi usado nesse reator e era de 90 mm com uma relação A_I / A_E igual a 1,64. As demais configurações eram iguais ao *air-lift* 1. Os experimentos foram desenvolvidos em meio bifásico (gás-líquido).

Foi utilizado o método manométrico para medir a fração volumétrica do gás e as velocidades do líquido foram determinadas (indiretamente com o modelo de dispersão axial) através de medidas de condutividade com o emprego de NaOH como traçador. Os gráficos referentes aos ensaios são mostrados nas figuras 3.33, 3.34 e 3.35. Para as medições da fração do gás, foi revelada a seguinte correlação linear:

$$\varepsilon_{G,E} = 0{,}84\,\varepsilon_{G,I} \qquad 3.99$$

A origem dos dados do reator *air-lift* 2, concordou com 99,8% dos resultados obtidos por Bello et al. (1984, apud KORPIJARVI et al., 1999) e Choi et al. (1996, apud KORPIJARVI et al., 1999). Bello et al. (1985, apud KORPIJARVI et al., 1999) usaram reatores com tubos concêntricos com as relações A_I / A_E variando de 1,78 a 7,69 e Choi et al. (1996, apud KORPIJARVI et al., 1999) usaram reatores *air-lift* retangulares. As figuras 3.33 e 3.34 ilustram o efeito da velocidade de gás superficial e a fração volumétrica do gás no tubo interno. A figura 3.33 mostra que a fração do gás no tubo interno de C e D era quase igual. Na figura 3.34, os valores do tubo interno D medidos e os calculados pela correlação foram comparados. E também são mostradas as diferenças entre as correlações do *air-lift* 1 e 2 devido as diferentes geometrias entre os dois reatores.

unesp

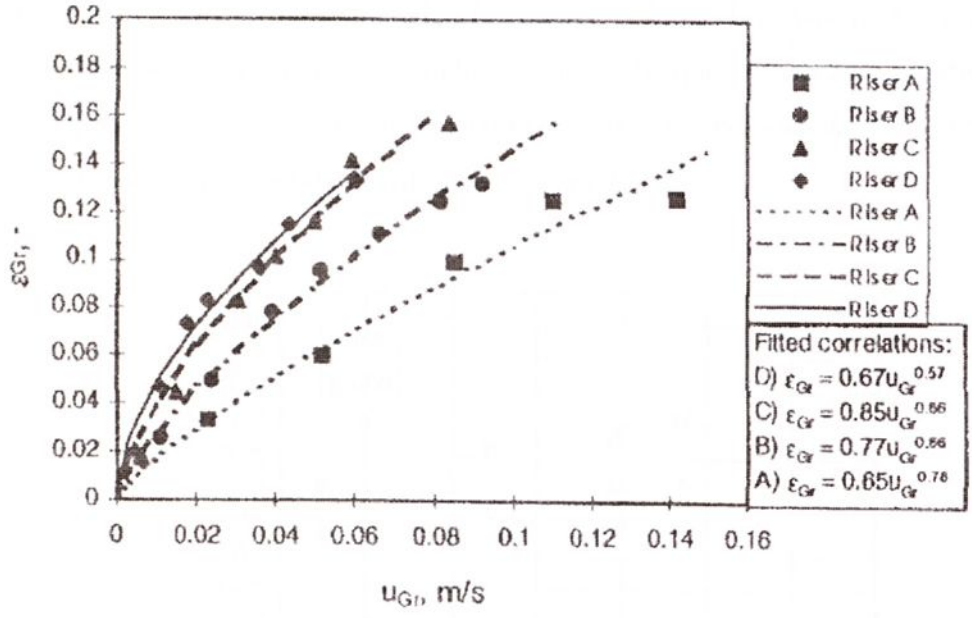


Figura 3.33 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Korpijarvi et al. (1999, pg. 2258).

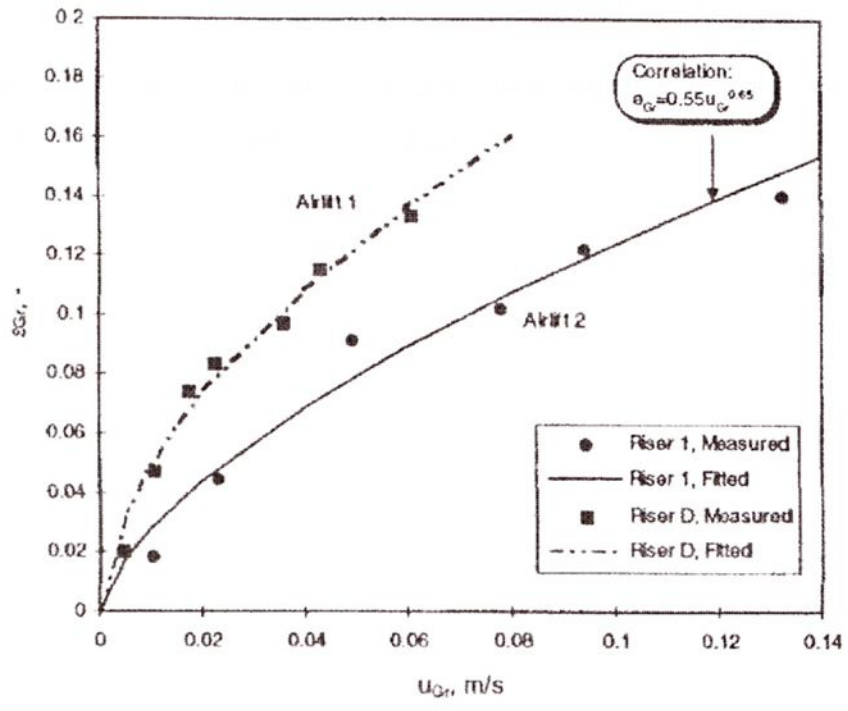


Figura 3.34 – Fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Korpijarvi et al. (1999, pg. 2259).

Na figura 3.35, é mostrada a velocidade de circulação do líquido em relação à velocidade superficial do gás. A velocidade medida da circulação do líquido no tubo interno aumentou ligeiramente com o aumento da velocidade superficial do gás, mas para o tubo externo a velocidade teve um aumento maior. Os primeiros quatro pontos da figura 3.31

seguiram bem a equação da continuidade ($V_{L,\,I}\ x\ A_I = V_E\ x\ A_E$), mas para os valores de velocidade do líquido mais altos o resultado foi maior do que se esperava. A discrepância segundo Korpijarvi et al. (1999) pode ter ocorrido por erros na medição da fração volumétrica do gás ou de condutividade e ainda devido à alta vazão de gás.

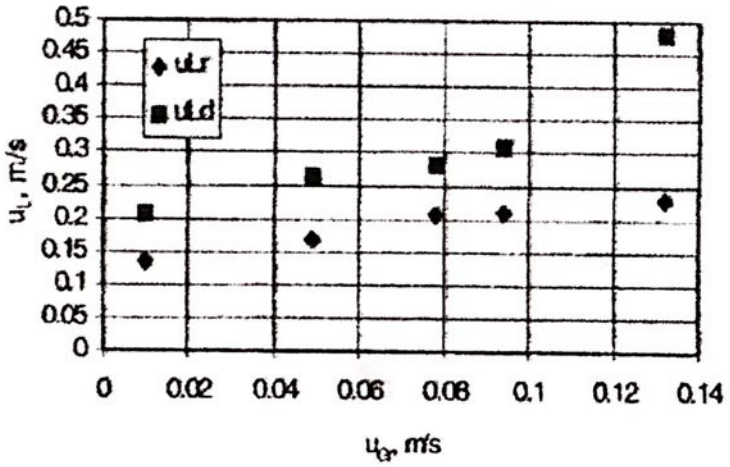


Figura 3.35 – Velocidade de circulação do em função da velocidade superficial do gás.
Fonte: Korpijarvi et al. (1999, pg. 2259).

O estudo mostrou que podem ser descritos os fenômenos de fluxo dos reatores *air-lift* com um modelo de dispersão axial convencional.

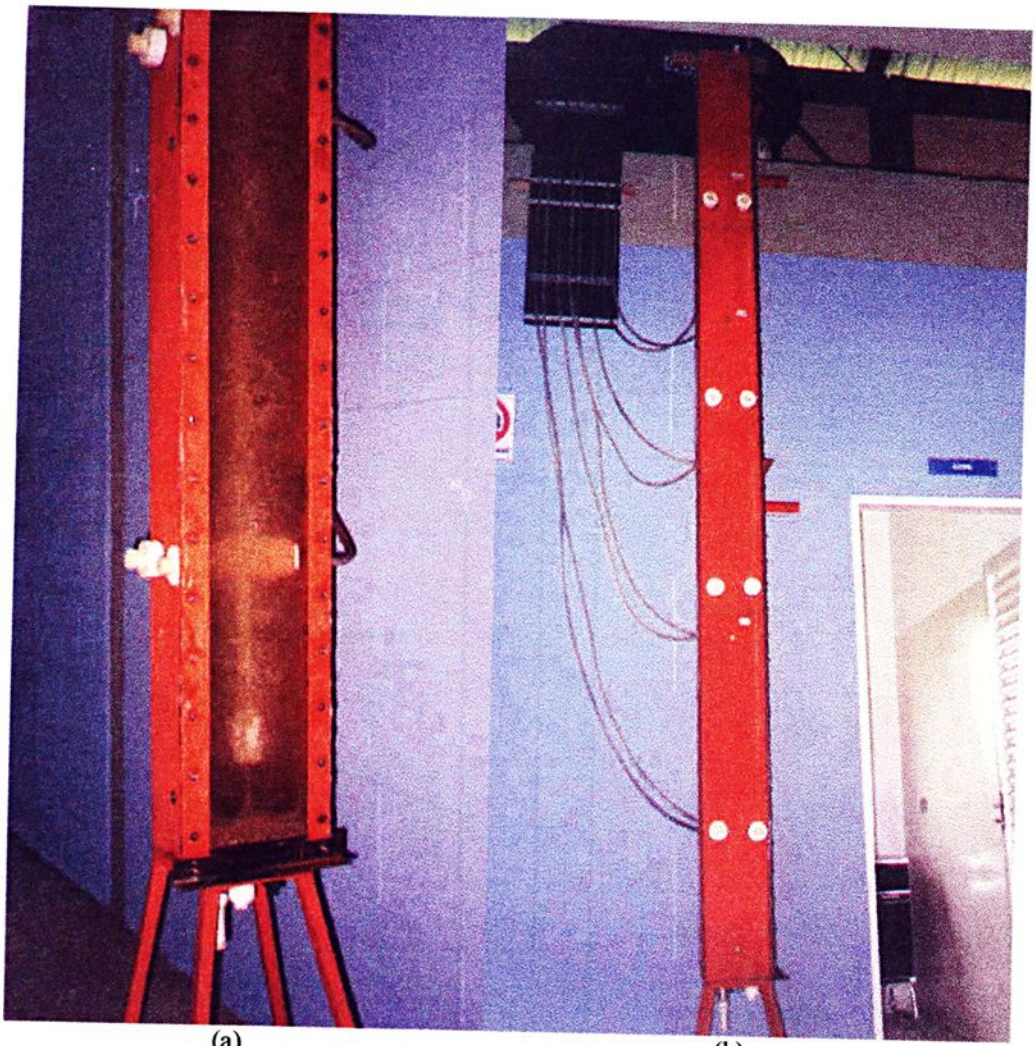
4- MATERIAIS

4.1- Bancada experimental

A investigação foi conduzida junto ao laboratório de hidráulica e hidrologia, localizado na UNESP, câmpus de Ilha Solteira. Foi construído um reator aeróbio retangular de leito fluidizado para realização desta pesquisa.

A bancada experimental era composta pelo reator, um rotâmetro acoplado a um registro agulha, uma válvula reguladora de pressão, uma válvula de retenção, um manômetro de bourdon, um compressor de ar e uma estrutura suporte para garantir a verticalidade do reator. A bancada contou também com um quadro de piezômetros e um sistema de aquisição de dados, sendo este composto por duas sondas de condutividade elétrica e um condicionador de sinais ligado a um computador, dotado de uma placa conversora A/D de 12 bits. A seguir é mostrada a figura contendo o reator em operação (foto a) e a vista lateral do reator com o painel de piezômetro em detalhe (foto b).

unesp



(a) (b)

Figura 4.1 – Reator retangular utilizado no experimento.

4.2- Modelo do reator

O esquema a seguir apresenta o modelo reduzido do reator:

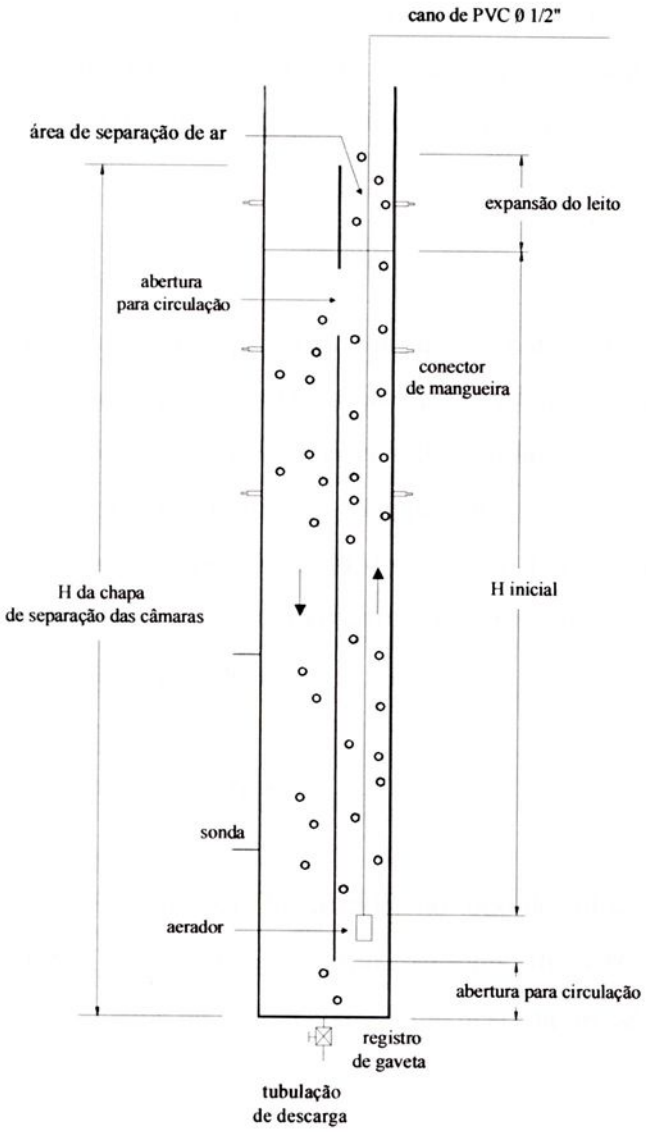


Figura 4.2 - Esquema do modelo experimental do reator.

O reator foi constituído por um duto de 3 metros de altura com uma seção retangular de 15x18 cm, tendo no seu interior uma chapa retangular disposta verticalmente, dividindo-o em duas câmaras, que devido o sentido do fluxo, foram denominados de duto de subida e duto de descida. O modelo foi confeccionado em chapas de aço de 2 mm de espessura e foi dotado de janelas de acrílico para visualização do escoamento do duto de descida. A seção frontal, também em acrílico, permitiu a visualização do duto de subida. A seção transversal do duto de subida era de 15x8 cm e a do duto de descida era de 15x10 cm.

O borbulhador foi construído em PVC com diâmetro de 40mm e perfurado em duas carreiras de 36 furos com abertura de 1 mm e espaçamento de 3 mm entre carreiras. Foi centralizado em relação ao duto de subida, com possibilidade de variar sua altura para verificar o efeito da fluidização. O borbulhador estava ligado a um tubo de PVC de ½".

Foram implantados no modelo pontos de locação das sondas que compuseram o sistema de aquisição de dados para os ensaios de medição de velocidade. Para o sistema de medição de pressão, foram instalados pontos de tomada de pressão.

4.3- Sistema de aeração

O sistema tem início com o compressor de ar, que tem a finalidade de enviar a vazão de ar necessária para que ocorra a circulação desejada do meio contido no reator. Na seqüência a tubulação de ar é constituída de uma válvula reguladora de pressão para ajustar a pressão conforme a metodologia, um rotâmetro acoplado a um registro para medir e regular as vazões de ar introduzidas no reator, uma válvula de retenção para evitar o refluxo do meio contido no reator nesta tubulação, um manômetro de bourdon para verificar falhas no borbulhador e no final um borbulhador de ar.

4.4- Sistema de medição de pressões

Composto de 8 tomadas de pressão localizadas no tudo de subida e descida, consistem em conectores interligados por mangueiras transparentes de ∅8 mm à bancada de piezômetros com escala. O esquema do sistema para a medição da pressão está apresentado na figura 4.3.

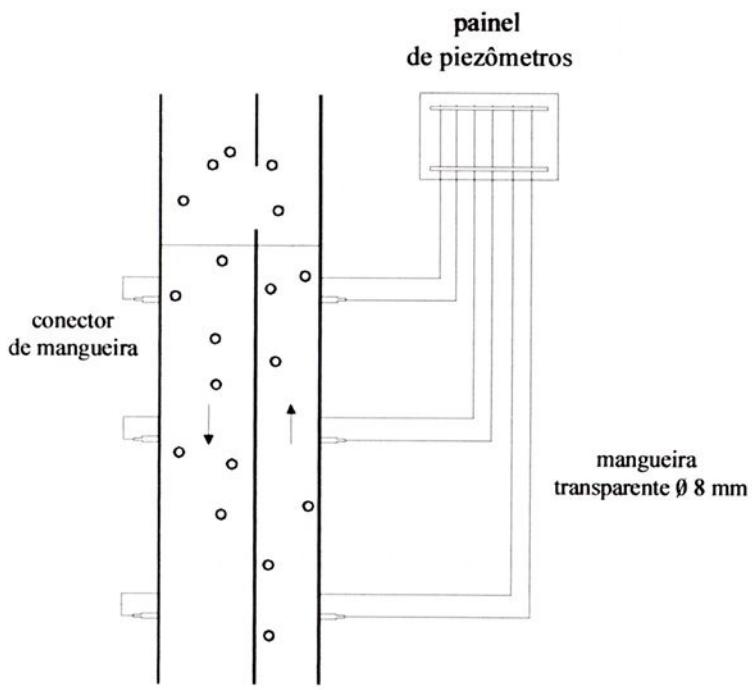


Figura 4.3 - Sistema de aquisição de dados para pressão.

As tomadas de pressão no duto de subida e descida estavam posicionadas a 0,4 m; 1,0 m; 1,6 m e 2,2 m em relação à base do reator. Para efeito de simplificação nas tabelas e gráficos, as tomadas de pressão foram numeradas de 1 a 4 (da cota menor para maior) e o duto de subida tinha a letra S como simbologia e o de descida tinha a letra D.

4.5- Sistema para medição de velocidades

Foi composto por duas sondas de condutividade elétrica em cada duto, separadas por uma distância de 70 centímetros. As sondas se localizavam a 0,4 m e 1,1 m em relação à base no reator. Estavam ligadas a um condicionador de sinais que provê a alimentação com corrente alternada e o condicionamento do sinal elétrico resultante.

A saída do condicionador foi interligada a uma placa conversora A/D para aquisição de dados com software dedicado. O sistema, representado na figura 4.4, foi construído no DEC-FEIS especialmente para a utilização nas pesquisas em hidrodinâmica de reatores aeróbios. Detalhes construtivos e de projeto podem ser encontrados em Guardia Filho (2001).

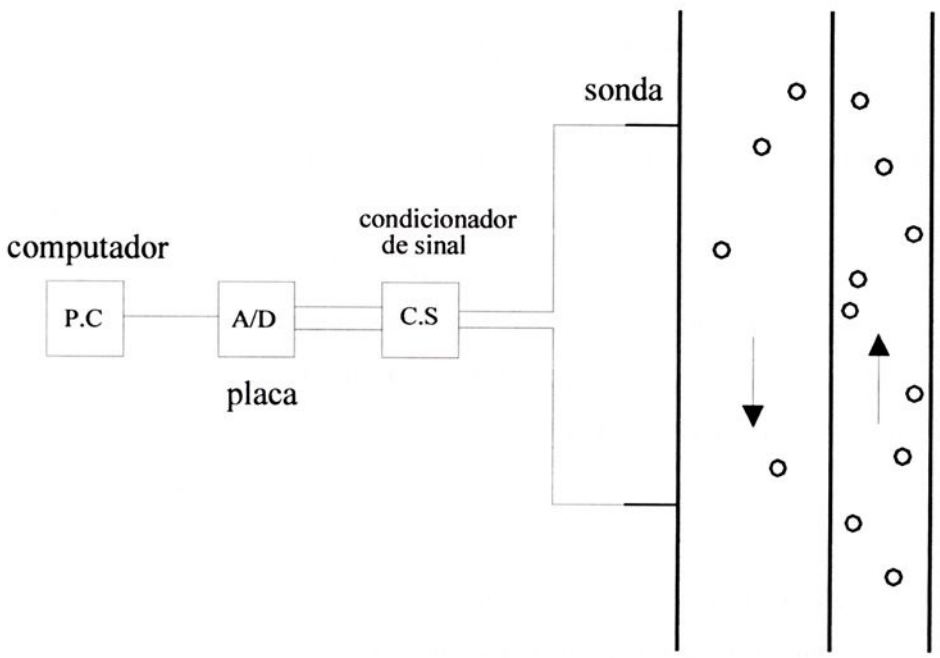


Figura 4.4 - Sistema de aquisição de dados de velocidade com traçadores salinos.

5- MÉTODOS

5.1- Ensaios realizados

Os levantamentos experimentais foram realizados com os seguintes efeitos:

- Fluidização mínima;
- Velocidade de recirculação induzida pelo jato de ar;
- Expansão do leito.

Para fluidização mínima, o comportamento foi investigado com relação à variação dos seguintes parâmetros:

- Posição do injetor de ar (3 posições);
- Concentração do meio suporte (3 concentrações de areia);
- Área da abertura de circulação inferior (3 áreas).

A velocidade de circulação e a expansão do leito foram investigadas com relação à variação dos seguintes parâmetros:

- Vazões de ar (5 ou 6 vazões);
- Concentração do meio suporte (água limpa e 3 concentrações de areia);
- Áreas da abertura de circulação superior (2 áreas diferentes, com área da abertura de circulação inferior fixa e saída do duto de subida livre e pressurizada, num total de 4 configurações);

unesp

- Áreas da abertura de circulação inferior (3 áreas), fixando a área de abertura de circulação superior.

A configuração de saída livre e pressurizada segue a definição adotada por Dall'Aglio Sobrinho (2000), com as aberturas de circulação acima do nível estático do leito definidas como saída livre e as aberturas posicionadas abaixo do nível como saída pressurizada.

Para cada seqüência de ensaios no reator, a altura de submergência inicial do leito e a altura do injetor foram mantidas iguais, para manter sob controle os efeitos desses parâmetros na dinâmica do escoamento, que poderiam ter reflexo sobre o controle hidráulico da recirculação e perdas de cargas localizadas.

Os ensaios foram conduzidos em esquema fatorial, resultando num total de 107 ensaios, descritos com mais detalhes nos itens 5.1.1, 5.1.2 e 5.1.3.

5.1.1- Fluidização mínima

Essa seqüência de ensaios no reator retangular foi conduzida com 3 concentrações de areia, 3 áreas de abertura inferior e 3 posições do injetor. Foram determinadas as vazões mínimas de ar (fluidização inicial) para cada concentração de areia (60 g/l, 80 g/l e 100 g/l), para cada área de abertura inferior (60 cm^2 , 90 cm^2 e 120 cm^2) e para cada posição do injetor (10 cm, 15 cm e 30 cm acima da base do reator). Em conjunto com os ensaios de fluidização inicial, foram feitos ensaios de vazões mínimas de ar para suspensão homogênea. Essa seqüência de medições teve 27 ensaios.

5.1.2- Efeito da área de abertura inferior

Para determinar o efeito da perda de carga localizada na base, foi fixada a área de abertura de circulação superior. Com isso foram observados os efeitos da expansão do leito e velocidade, para essa configuração. O efeito sobre a expansão do leito proporcionou meios para a determinação da perda localizada para cada velocidade de circulação.

Essa seqüência de ensaios foi conduzida com 5 e em alguns casos com 6 vazões de ar, 3 áreas de abertura inferior, água limpa e 3 concentrações de areia. Foram determinadas as frações volumétricas do gás, expansões e velocidades de circulação para cada vazão de ar (variou entre 500 l/h e 2900 l/h), para cada área de abertura inferior (60 cm^2 , 90 cm^2 e 120 cm^2), para água limpa e para 3 concentrações (60 g/l, 80 g/l e 100 g/l). O injetor estava 15 cm acima da base do reator. Totalizando assim 60 ensaios.

unesp

Para todos ensaios descritos nos dois itens acima, a área de abertura superior estava fixa em 96 cm^2 e sua cota de soleira era de 2,60 m em relação à base do reator. Altura de submergência do leito foi de 2,68 m, constituindo assim em saída pressurizada. Para caracterizar a abertura superior, foi colocada uma chapa de separação acima da abertura para dividir completamente as regiões de subida e descida.

5.1.3- Efeito da área de abertura superior

Nessa fase de ensaios foi utilizada água limpa e fixada a área da abertura inferior para determinar o efeito das variações da geometria do topo. Duas áreas diferentes (60 cm^2 e 96 cm^2) da abertura superior foram testadas em 2 configurações (saída livre e saída pressurizada). Para saída pressurizada, o nível estático do leito foi fixado a 2,68 m em relação a base do reator e para saída livre foi fixado a 2,60 m. A cota de soleira das aberturas superiores estava a 2,60 m em relação à base do reator.

As aberturas de circulação eram retangulares, com a face superior e inferior situadas nas mesmas cotas. A variação da área foi obtida por meio de contração lateral do escoamento. A chapa de separação também foi prolongada acima da abertura.

Cada seqüência de ensaios foi conduzida com 5 vazões de ar. Foram determinadas as frações volumétricas do gás, expansões e velocidades de recirculação para cada vazão de ar (500 l/h, 800 l/h, 1100 l/h, 1600 l/h e 2100 l/h). A área da abertura de circulação inferior foi de 120 cm^2 e o injetor estava 15 cm acima da base.

Portanto, essa fase conteve um total de 20 ensaios.

unesp

5.2- Métodos dos ensaios

5.2.1- Determinação da fluidização mínima (observação qualitativa)

A fluidização mínima foi determinada pela verificação da vazão mínima de ar necessária para a total suspensão dos sólidos. Portanto foram verificados o comportamento do modelo na partida (estágio inicial) e sua influência na re-suspensão (re-partida) das partículas sólidas. O ensaio consistiu em abrir o registro de agulha com uma vazão de ar e verificar o comportamento da suspensão da areia. Então através de vários testes de vazões para cada concentração de areia, determinou-se qual era a vazão mínima. O injetor tinha 3 posições, localizadas acima e abaixo da areia sedimentada. Para cada ensaio de fluidização inicial, foi verificada qual é a vazão mínima de ar para manter as partículas em suspensão na recirculação. Esses ensaios foram determinados visualmente.

5.2.2- Determinação da expansão e fração volumétrica do leito

5.2.2.1- Meios bifásicos (líquido e gás)

A expansão do leito para meio bifásico foi determinada pela medição da pressão em diversos níveis, permitindo conhecer a fração volumétrica do gás e sua variação em função da altura com base no equacionamento abaixo:

Seja uma coluna de bolhas de altura H com ar em seu interior, com pressões conhecidas em diversos níveis, conforme o esquema apresentado na figura 5.1.

unesp

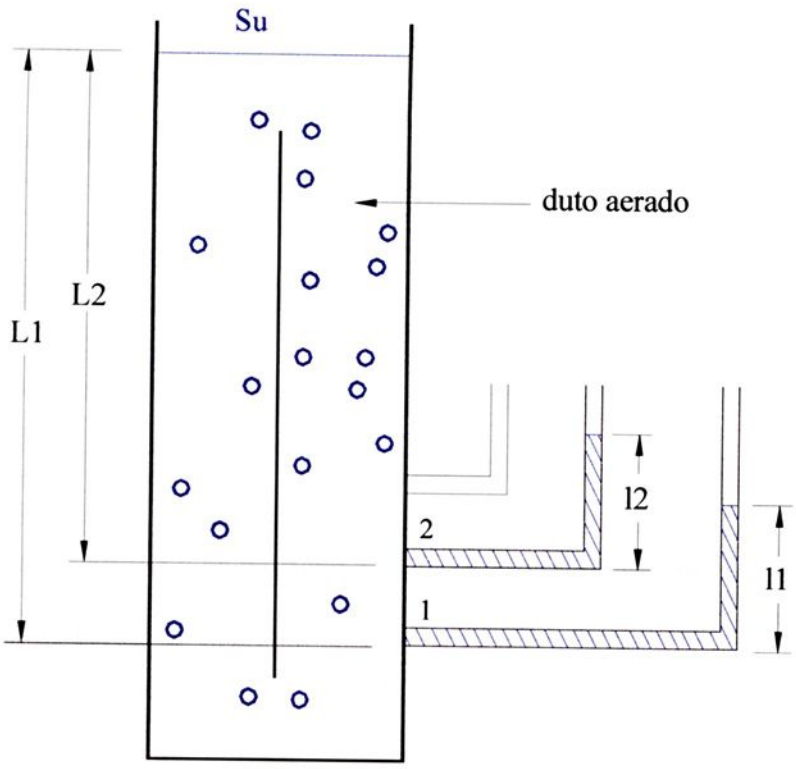


Figura 5.1 – Esquema para cálculo da retenção de gás.

Pelo esquema acima, a expansão do leito é dada por:

$$e = L - l \tag{5.1}$$

Portanto a fração volumétrica do gás entre ponto 1 e a superfície é definida como:

$$\varepsilon_{1-Su} = \frac{L_1 - l_1}{L_1} \tag{5.2}$$

5.2.2.2- Meios trifásicos (líquido, gás e sólidos)

Para meios trifásicos, a determinação da fração volumétrica (ε) é mais complexa, tendo em vista que as massas específicas do fluido no reator e no piezômetro são diferentes.

Com base na figura 5.1, uma correlação da altura do nível do líquido e peso específico no piezômetro e no reator é apresentada:

$$\gamma_R \, L = \gamma_L \, l \tag{5.3}$$

Sendo que γ_R é o peso específico do fluido dentro do reator, determinado pelo equacionamento a seguir:

$$\gamma_R = \frac{M_L + M_S}{Vol_L + Vol_S + Vol_G} \qquad 5.4$$

Desenvolvendo, obtém-se:

$$\gamma_R = \frac{(\gamma_L Vol_L) + (\gamma_S Vol_S)}{Vol_L + Vol_S + Vol_G} \qquad 5.5$$

E com uma simples correlação tem-se:

$$\gamma_S Vol_S = Con_S Vol_L \qquad 5.6$$

Substituindo a equação 5.6 na equação 5.5 e após desenvolvimento tem-se:

$$\gamma_R = \frac{(\gamma_L + Con_S) Vol_L}{Vol_L + \frac{Con_S Vol_L}{\gamma_S} + Vol_G} \qquad 5.7$$

O índice de vazios (η) para o meio trifásico foi definido assim:

$$\eta = \frac{Vol_G}{Vol_L + Vol_S} \qquad 5.8$$

E a fração volumétrica do gás foi definida assim:

$$\varepsilon = \frac{Vol_G}{Vol_L + Vol_S + Vol_G} \qquad 5.9$$

Prosseguindo o equacionamento, a determinação do volume do gás segue:

$$Vol_G = \eta(Vol_L + Vol_S) \qquad 5.10$$

Substituindo a equação 5.6 na equação 5.10, obtém-se:

$$Vol_G = \eta\left(Vol_L + \frac{Con_S}{\gamma_S} Vol_L\right) \qquad 5.11$$

Desenvolvendo a equação 5.11 e substituindo-a na equação 5.7, surgiu:

$$\gamma_R = \frac{(\gamma_L + Con_S) Vol_L}{Vol_L + \frac{Con_S}{\gamma_S} Vol_L + \eta Vol_L\left(1 + \frac{Con_S}{\gamma_S}\right)} \qquad 5.12$$

Após desenvolvê-la, foi obtido:

$$\gamma_R = \frac{\gamma_L + Con_S}{\left(1 + \frac{Con_S}{\gamma_S}\right)(1+\eta)} \qquad 5.13$$

Substituindo a equação 5.13 em 5.3, originou:

$$\frac{\gamma_L + Con_S}{\left(1 + \frac{Con_S}{\gamma_S}\right)(1+\eta)} L = \gamma_L l \qquad 5.14$$

Após desenvolvimento da expressão, o índice de vazios foi determinado:

$$\eta = \frac{L}{l}\left(\frac{1 + \frac{Con_S}{\gamma_L}}{1 + \frac{Con_S}{\gamma_S}}\right) - 1 \qquad 5.15$$

E na substituição da equação 5.8 e 5.9, foi determinada a fração volumétrica do gás:

$$\varepsilon = \frac{1}{\frac{1}{\eta} + 1} \qquad 5.16$$

Multiplicando a fração volumétrica do gás pela altura do nível da superfície (L), tem-se a expansão (e) para o meio trifásico. Para efeito de simplificação, nas tabelas e gráficos da dissertação, a fração volumétrica do gás foi definida apenas como ε, desprezando o subscrito adicional g maiúsculo.

5.2.3- Medição da velocidade e tempo de mistura

Para estimativa da velocidade de circulação, foi utilizado NaCl como traçador. O traçador foi diluído com água e injetado manualmente nos ensaios, com o auxilio de um recipiente. Após o lançamento do traçador, o programa de aquisição de dados fez as leituras de resistência em função do tempo a uma freqüência de cinco leituras por segundo.



Fazendo um gráfico dessas leituras, como ilustrado qualitativamente na figura 5.2, observa-se que a curva para cada sonda apresenta vários picos. Estes picos representaram o instante em que o traçador (NaCl ou KCl) passou pela sonda diminuindo a sua resistência. Conhecida a distância entre as duas sondas e o tempo em que ocorreram os dois picos, a velocidade de circulação pode ser determinada.

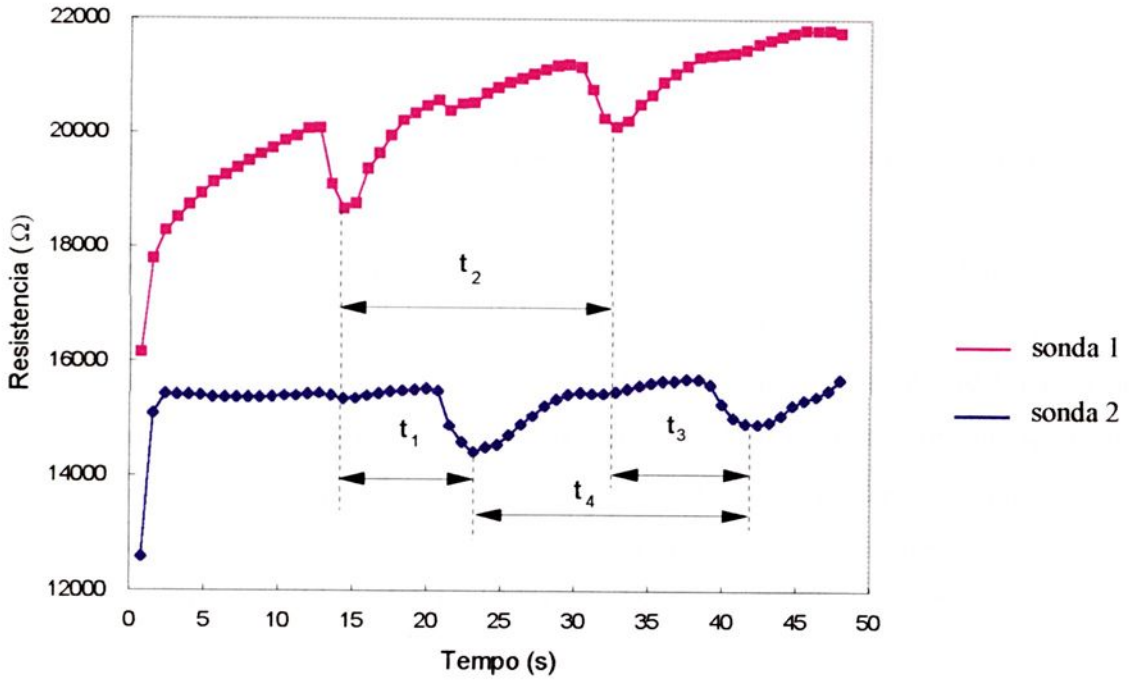


Figura 5.2 – Resistência em função do tempo.

O comportamento das resistências ao longo do tempo, semelhante ao que se observa na figura 5.2, permite identificar dois intervalos de tempo, t_2 e t_4, representando o tempo necessário para o traçador percorrer um ciclo completo (denominado na dissertação como tempo de circulação). Os tempos t_1 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 $t_2 = t_4$.

O programa de aquisição de dados permitiu que os dados fossem salvos em ambiente do Excel na forma de planilhas eletrônicas, facilitando assim a determinação numérica dos valores mínimos de resistência em relação ao tempo.

Com a determinação experimental da velocidade de circulação em um dos dois dutos (no presente trabalho foi determinado experimentalmente a velocidade no duto de descida) e através da equação de continuidade, pôde ser calculada a velocidade de circulação no outro duto. A seguir é apresentada a equação:

unesp

$$V_{L,S} = \frac{V_{L,D} A_D (1-\varepsilon_{G,D})}{A_{SU} (1-\varepsilon_{G,SU})} \quad 5.17$$

Utilizando a velocidade de circulação determinada experimentalmente e com base na equação da continuidade, a vazão de circulação foi determinada assim:

Para o duto de subida;

$$Q_L = A_{SU} (1-\varepsilon_{G,SU}) V_{L,SU} \quad 5.18$$

Para o duto de descida;

$$Q_L = A_D (1-\varepsilon_{G,D}) V_{L,D} \quad 5.19$$

Foi definido nos ensaios que a fração volumétrica do gás no duto de subida e descida ($\varepsilon_{G,SU}$ e $\varepsilon_{G,D}$) era igual à fração volumétrica do gás entre as tomadas 1 e 4.

O tempo de mistura foi determinado a partir da transformação das leituras de tensão em concentração de sal na água por meio da curva de calibragem das sondas. O tempo de mistura foi determinado graficamente após identificar o ponto a partir do qual a variação da concentração de sal ficou dentro de uma faixa de +/-5% do valor da concentração final. A concentração final foi calculada pela média dos valores das últimas 40 leituras. Como a aquisição de dados no presente trabalho foi padronizada em 7 minutos, a uma taxa de 5 leituras por segundo, as últimas leituras fornecem leituras praticamente constantes.

5.3- Determinação da perda de carga

O cálculo das perdas de carga a partir das determinações experimentais das pressões no reator foi realizado utilizando o balanço global de energia obtido da 1^0 lei da termodinâmica, conforme postulado por Merchuk et al. (1995). A seguir são apresentados o esquema e o equacionamento que proporcionou a determinação da perda carga.

unesp

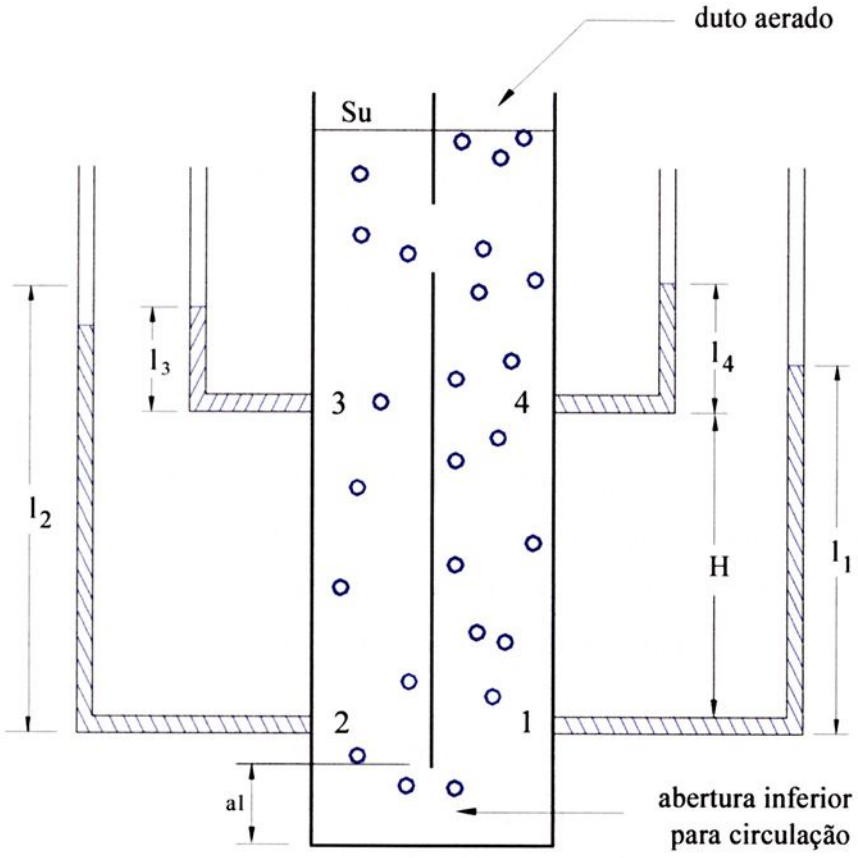


Figura 5.3 – Esquema para determinação de perda de carga do reator.

Do balanço global de energia, tem-se:

$$\Delta(pQ)+\Delta Ep+\Delta Ed=Ws \qquad 5.20$$

Reversível: $Ws=\Delta E$ 5.21

Real: $Ws \; - \Delta E = perdas$ 5.22

O trabalho realizado pelas bolhas sobre o líquido assume o ar como gás perfeito e o processo como isotérmico, levando a:

$$(Ws)_{G,SU} = Q_{SU}\; p_1 \ln\left(\frac{p_4}{p_1}\right) \qquad 5.23$$

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

$$Q_L\,(p_4-p_1)+Q_L\,\rho_R\,g\,H+(Ed)_{SU}=Ws_{L,SU} \qquad 5.24$$

Mas o trabalho foi cedido pelo ar ao líquido, portando:

$$(Ws)_{G,SU} = -(Ws)_{L,SU} \qquad 5.25$$

Substituindo a equação 5.24 em 5.25, tem –se:

$$Q_L (p_4 - p_1) + \gamma_R Q_L H + (Ed)_{SU} = -Q_{G,SU}\ p_1 \ln\left(\frac{p_4}{p_1}\right) \qquad 5.26$$

Pela continuidade observa-se que:

$$Q_{G,SU} = Q_{ar} + Q_{G,D} \qquad 5.27$$

Mas numa primeira aproximação, foi considerado que $Q_{G,SU} = Q_{ar}$. Essa relação era exata apenas nos regimes 1 e 2, o que foi observado no experimento. Com isso, a energia dissipada no duto de subida foi considerada a mínima. Prosseguindo no reajuste dos termos da equação 5.26 foi determinada a energia dissipada no duto de subida:

$$(Ed)_{SU} = Q_L (p_4 - p_1) - \gamma_R Q_L H - Q_{ar}\ p_1 \ln\left(\frac{p_4}{p_1}\right) \qquad 5.28$$

Dividindo a equação 5.28 por $\gamma_R Q_L$ obtém-se a dissipação em termos de carga hidráulica em metros:

$$\Delta H_{SU} = \frac{(Ed)_{SU}}{\gamma_R Q_L} = \frac{p_1 - p_4}{\gamma_R} - H - \frac{Q_{ar}\ p_1}{\gamma_R Q_L} \ln\left(\frac{p_4}{p_1}\right) \qquad 5.29$$

Adaptando a equação para as grandezas medidas no trabalho, tem-se:

$$\Delta H_{SU} = \frac{\gamma}{\gamma_R}(l_1 - l_4) - H - \frac{Q_{ar}\ \gamma\left(l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma}\right)}{Q_L\ \gamma_R} \ln\left(\frac{l_4 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}{l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}\right) \qquad 5.30$$

Nos ensaios experimentais foi adotado $(p_{atm} / \gamma) = 9{,}9$ m e $\gamma = 9800$ N/m^3. Na figura 5.3, l_1 e l_2 representaram as leituras no piezômetro na tomada 1 no duto de subida e descida respectivamente. Para a tomada 4, l_4 e l_3 corresponderam ao duto de subida e descida. A cota H corresponde à distância entre a tomadas de pressão 1 e 4.

Para o duto de descida, a energia dissipada foi definida assim:

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 1 12 13 14 15 16 17 18

$$(Ed)_D = Q_L\,(p_3 - p_2) + Q_L\,\gamma_R\,H - Q_{G,D}\,p_1 \ln\left(\frac{p_2}{p_3}\right) \qquad 5.31$$

Para a equação 5.31, surgiu a necessidade de determinar a vazão de ar ($Q_{G,D}$) no duto de descida. A faixa em que o $Q_{G,D}$ varia pode ser obtida do balanço de energia. O balanço inferior foi quando $Q_{G,D}$ era igual a 0, 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 duto 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. Prosseguindo, a energia dissipada no duto de descida é igual a soma de dois fatores:

$$(Ed)_D = (Ed)_{D,\,parede} + (E)_{D,L} \qquad 5.32$$

Portando:

$$(Ed)_D = \frac{1}{2}\,\rho\,Cd\;A_D\,(1-\varepsilon_D)\,V_L^3 + (Ed)_{D,L} \qquad 5.33$$

Substituindo 5.33 em 5.31, tem–se:

$$(Ed)_{D,L} = Q_L\,(p_3 - p_2) + Q_L\,\gamma_R\,H - Q_{G,D}\,p_1 \ln\left(\frac{p_2}{p_3}\right) - \frac{1}{2}\,\rho\,Cd\;A_D\,(1-\varepsilon_D)V_L^3 \qquad 5.34$$

Para uma vazão máxima de ar no duto de descida, foi considerando que $(Ed)_{D,L}$ era igual a 0 e reajustando os termos da equação 5.34, tem-se:

$$Q_{G,D} = \frac{Q_L\,(p_2 - p_3) + Q_L\,\gamma_R\,H - \frac{1}{2}\,\rho\,Cd\;A_D\,(1-\varepsilon_D)V_L^3}{p_1 \ln\left(\frac{p_2}{p_3}\right)} \qquad 5.35$$

Dividindo o numerador e o denominador da expressão por $\gamma_R\,Q_L$, tem -se:

$$Q_{G,D} = \frac{\frac{p_3 - p_2}{\gamma_R} + H - \frac{1}{2}\,\frac{\rho}{\rho_R\,g}\,Cd\,V_L^2}{\frac{p_4}{\gamma_R\,Q_L} \ln\left(\frac{p_2}{p_3}\right)} \qquad 5.36$$

unesp

Reescrevendo a equação em função da metodologia da dissertação e reajustando os termos, tem-se:

$$Q_{G,D} = \left(\frac{\frac{\gamma}{\gamma_R}(l_3 - l_2) + H - \frac{Cd}{2g} V_{L,D}^2 \frac{\gamma}{\gamma_R}}{\frac{\gamma}{\gamma_R} l_1 \ln\left(\frac{l_2 + p_{atm}/\gamma}{l_3 + p_{atm}/\gamma} \right)} \right) Q_L \qquad 5.37$$

Multiplicando o numerador e o denominador da expressão por γ_R / γ, tem-se:

$$Q_{G,D} = \left(\frac{l_3 - l_2 + \frac{\gamma}{\gamma_R} H - \frac{Cd}{2g} V_{L,D}^2}{l_1 \ln\left(\frac{l_2 + p_{atm}/\gamma}{l_3 + p_{atm}/\gamma} \right)} \right) Q_L \qquad 5.38$$

Foi considerado que essa vazão máxima do gás no duto de descida era igual à vazão real do gás no duto de descida. Isso proporcionou a determinação da energia dissipada no duto de descida. Com o mesmo procedimento para o duto de subida, a dissipação em termos de carga hidráulica em metros foi igual:

$$\Delta H_D = \frac{\gamma}{\gamma_R}(l_3 - l_2) + H - \frac{Q_{G,D}}{Q_L} \frac{\gamma}{\gamma_R} \left(l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{l_2 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}{l_3 + \frac{p_{atm}}{\gamma}} \right) \qquad 5.39$$

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

$$(Ed)_t = Q_L (p_4 - p_3) - Q_{ar}\ p_1 \ln \left(\frac{p_{atm}}{p_4} \right) - Q_{G,D}\ p_1 \ln \left(\frac{p_3}{p_4} \right) \qquad 5.40$$

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

$$\Delta H_t = \frac{(Ed)_t}{\gamma_R Q_L} = \frac{(p_4 - p_3)}{\gamma_R} - \frac{Q_{ar}}{Q_L} \frac{p_1}{\gamma_R} \ln \left(\frac{p_{atm}}{p_4} \right) - \frac{Q_{G,D}}{Q_L} \frac{p_1}{\gamma_L} \ln \left(\frac{p_3}{p_4} \right) \qquad 5.41$$

Para a metodologia da dissertação, a expressão fica definida assim:

$$\Delta H_t = \frac{\gamma}{\gamma_R} \left[(l_4 - l_3) \frac{Q_{ar}}{Q_L} l_1 \ln \left(\frac{p_{atm}/\gamma}{l_4 + p_{atm}/\gamma} \right) - \frac{Q_{G,D}}{Q_L} \left(l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma} \right) \ln \left(\frac{l_3 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}{l_4 + \frac{p_{atm}}{\gamma}} \right) \right] \qquad 5.42$$

unesp

Sendo que o peso específico do fluido para o topo do reator foi definido assim:

$$\gamma_R = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_{SU,4} + \varepsilon_{D,4}}{2}\right)\right]\gamma \qquad 5.43$$

Para a base, a energia dissipada foi definida assim:

$$(Ed)_b = Q_L (p_2 - p_1) - Q_L\, p_1 \ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right) \qquad 5.44$$

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

$$\Delta H_b = \frac{(Ed)_b}{\gamma_R Q_L} = \frac{p_2 - p_1}{\gamma_R} - \frac{Q_{G,D}}{Q_L}\frac{p_1}{\gamma_R}\ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right) \qquad 5.45$$

Adaptando para a metodologia da dissertação, tem-se:

$$\Delta H_b = l_2 - l_1 - \frac{Q_{G,D}}{Q_L}\left(l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma}\right)\ln\left(\frac{l_1 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}{l_2 + \frac{p_{atm}}{\gamma}}\right) \qquad 5.46$$

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

As equações acima descrevem o cálculo das perdas localizadas e distribuídas nas diversas regiões do reator, a partir das leituras dos piezômetros obtidas para cada configuração de abertura superior e inferior, em função da vazão de ar ensaiada.

Nos ensaios o regime de operação foi o 2, portanto foi considerado que não houve circulação de bolhas no duto de descida e então foi desprezado o termo referente ao trabalho realizado pelas bolha na equação de energia dissipada no duto de descida e na base do reator (equações 5.39 e 5.46).

Para apresentar os efeitos das configurações de abertura superior e inferior, as perdas de carga foram expressas nos resultados em função da vazão de circulação de líquido.

Devido à dificuldade de determinar a fração volumétrica dos sólidos e conseqüentemente determinar o peso especifico do fluido trifásico, não foram calculadas as perdas de carga com o efeito da concentração de areia.

unesp

6- RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1- Efeito da área de abertura inferior

São apresentadas as tabelas e as figuras contendo gráficos referentes aos ensaios com expansão do leito, velocidade de circulação e fluidização mínimas para efeito da área de abertura inferior.

6.1.1- Dados da expansão do leito com água limpa

As expansões e frações volumétricas do gás foram determinadas para cada vazão, segundo o método exposto no item 5.2.2.1 da metodologia. Como resultado, foram lidas nos piezômetros 8 cotas para cada vazão de ar, correspondentes a cada tomada de pressão ao longo do reator e a cota alcançada pela expansão. Como exemplo dos dados obtidos apresenta-se a tabela 6.1 a seguir, referente ao ensaio com água limpa para área de abertura inferior igual a 60 cm^2 e abertura superior igual a 96 cm^2.

unesp

Tabela 6.1: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão (l/h)	Cota da superf. (cm)	Cota no piezômetro (cm)							
		S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
500	272,3	267,0	268,7	267,4	268,7	268,6	269,0	270,0	269,2
800	274,0	267,0	268,8	267,6	268,7	269,5	269,3	271,6	270,1
1100	277,5	266,5	268,7	268,0	269,2	270,6	270,1	273,2	271,5
1600	281,8	266,9	268,8	268,8	269,8	272,3	271,6	276,2	274,3
2100	286,0	266,9	269,0	269,5	269,9	274,0	272,4	279,1	276,7

O anexo 1 apresenta os dados referentes aos demais ensaios realizados (citados no item 5.1.2 da metodologia).

Com os dados da tabela 6.1 e utilizando a equação 5.1 foram calculadas as expansões, obtendo-se a tabela 6.2 a seguir:

Tabela 6.2: Cálculos da expansão.

Vazão (l/h)	Expansão (cm)							
	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
500	5,3	3,6	4,9	3,6	3,7	3,3	2,3	3,1
800	7,0	5,2	6,4	5,3	4,5	4,7	2,4	3,9
1100	11,0	8,8	9,5	8,3	6,9	7,4	4,3	6,0
1600	14,9	13,0	13,0	12,0	9,5	10,2	5,6	7,5
2100	19,1	17,0	16,5	16,1	12,0	13,6	6,9	9,3

As frações volumétricas do gás obtidas para o ensaio em questão, calculadas segundo a equação 5.2 são apresentadas na tabela 6.3.

Tabela 6.3: Cálculos da fração volumétrica do gás.

Vazão (l/h)	Fração volumétrica do gás (m^3/m^3)							
	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
500	0,023	0,015	0,028	0,021	0,033	0,029	0,044	0,059
800	0,030	0,022	0,037	0,030	0,039	0,041	0,044	0,072
1100	0,046	0,037	0,054	0,047	0,059	0,063	0,075	0,104
1600	0,062	0,054	0,072	0,066	0,078	0,084	0,091	0,121
2100	0,078	0,069	0,089	0,087	0,095	0,108	0,105	0,141

unesp

Os gráficos das figuras 6.1 e 6.2, construídos com os dados da tabela 6.2, apresentam as expansões para o duto de subida e descida, respectivamente. Esses gráficos apresentam um comportamento semelhante de crescimento das expansões em relação às tomadas de pressão. As curvas de cada tomada se mantiveram aproximadamente paralelas e constantes. As expansões decresceram monotonicamente com as alturas consideradas.

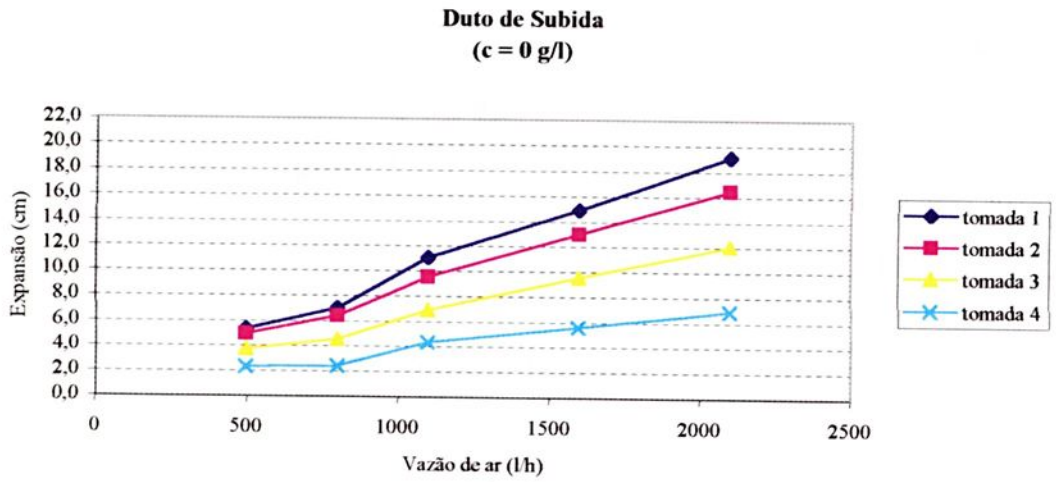


Figura 6.1 – Expansão em função da vazão de ar.

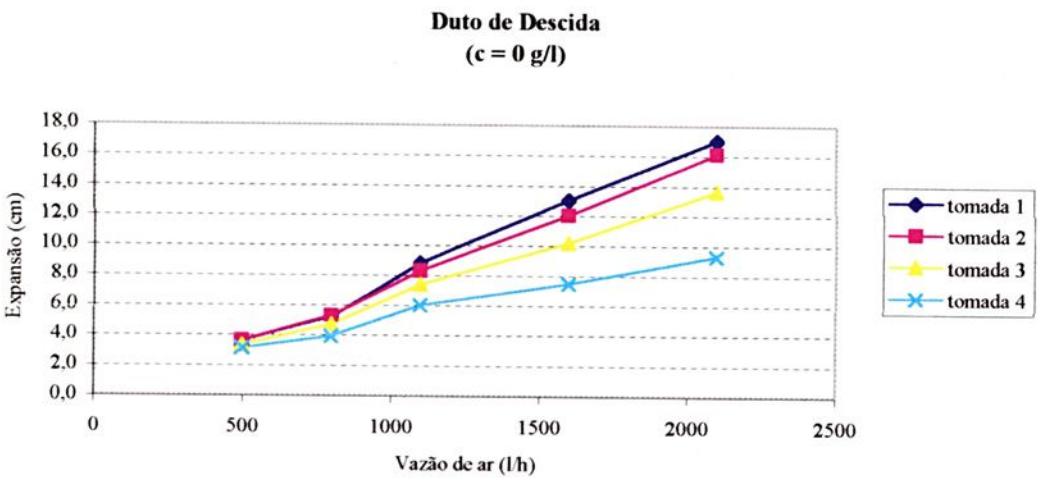


Figura 6.2 – Expansão em função da vazão de ar.

Para as frações volumétricas do gás do duto de subida e descida, são apresentados os gráficos das figuras 6.3 e 6.4, que foram constituídos com os dados da tabela 6.3. Devido estar verificando o mesmo fenômeno referente à expansão do leito, o comportamento das curvas foi semelhante aos gráficos de expansão. Mas com apenas uma diferença, a fração volumétrica do

gás era diretamente proporcional a altura da tomada de pressão, ou seja, aumentando em direção à superfície do reator.

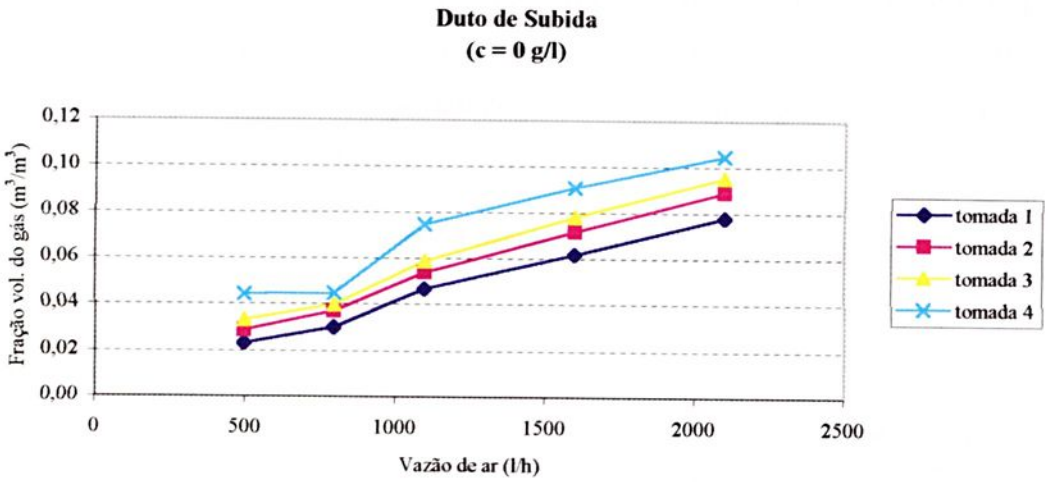


Figura 6.3 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

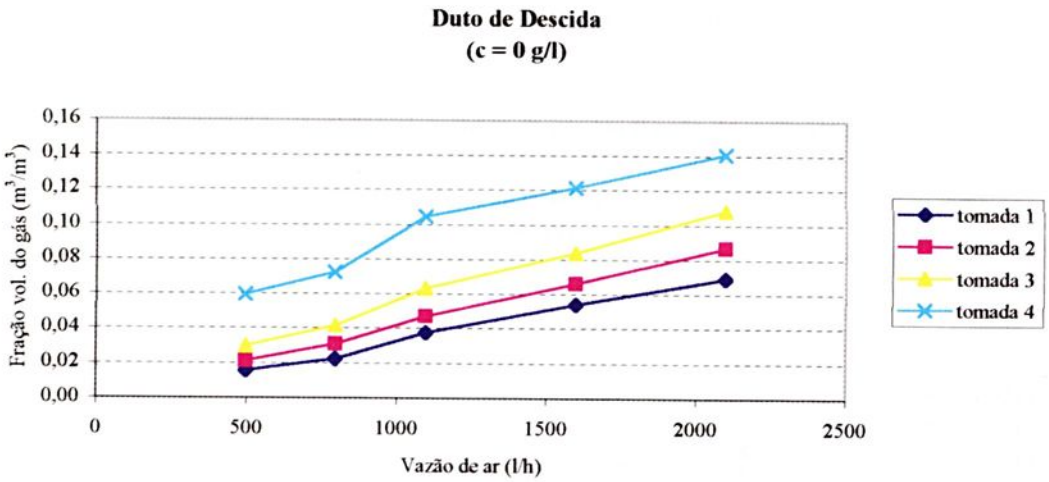


Figura 6.4 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

As demais figuras referentes à fração volumétrica do gás para cada área de abertura de circulação inferior (citadas no item 5.1.2 da metodologia) estão nos anexos 2, 3 e 4.

6.1.2- Dados da expansão do leito com areia

Para as expansões do leito com o efeito da concentração de areia, os ensaios foram executados segundo o método exposto no item 5.2.2.2 da metodologia. Os dados referentes

aos ensaios realizados estão no anexo 1. E foram determinadas as frações volumétricas do gás com a equação 5.16. As concentrações empregadas nos ensaios foram mencionadas no item 5.1.2 da metodologia, para as mesmas áreas de abertura inferior e superior da água limpa. A seguir são apresentadas duas figuras que contêm os gráficos de fração volumétrica do gás para o duto de subida e descida com a concentração de 60 g/l e área de abertura inferior de 60 cm^2. Não houve grandes mudanças de comportamento das curvas nos gráficos 6.5 e 6.6 em comparação com o ensaio de água limpa (figuras 6.3 e 6.4).

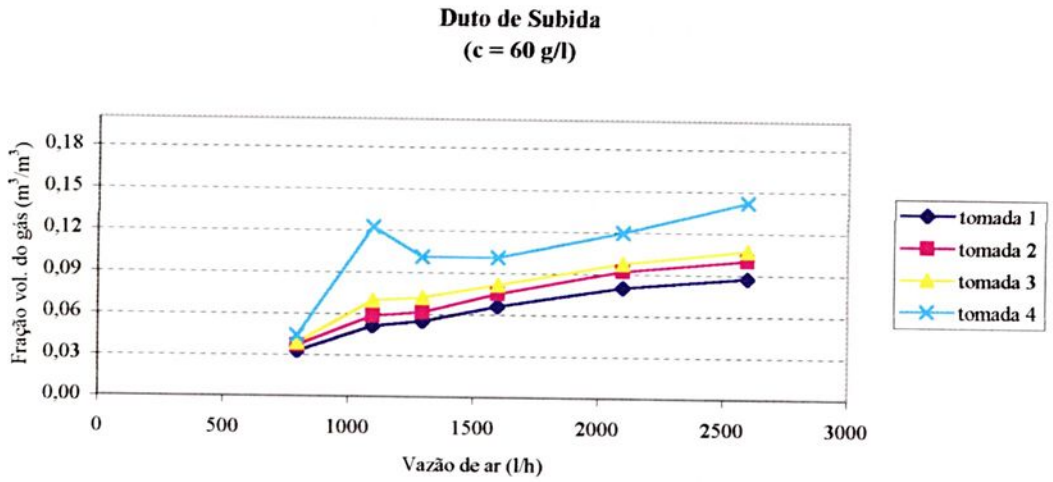


Figura 6.5 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

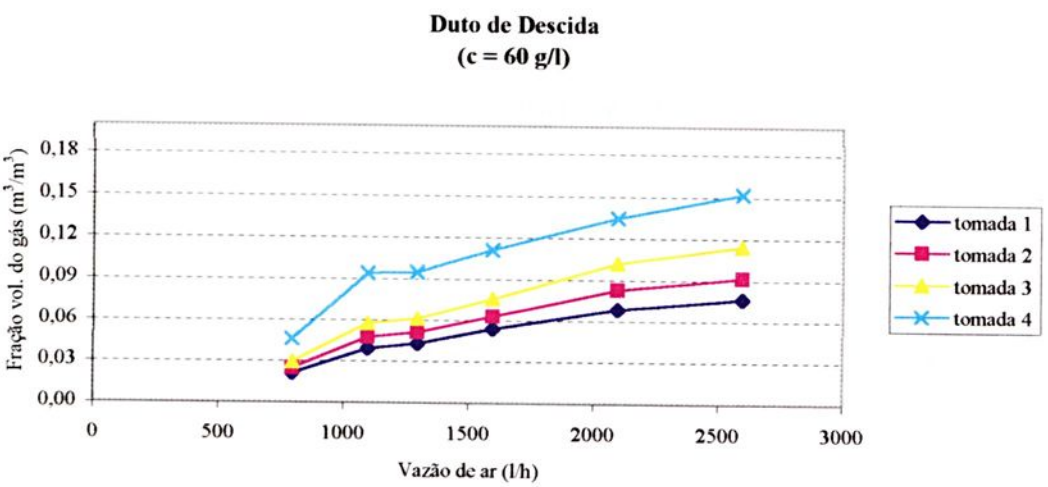


Figura 6.6 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Os demais gráficos referentes ao efeito da concentração de areia no leito sobre a fração volumétrica do gás são apresentados nos anexos 2, 3 e 4.

6.1.3- Discussão dos efeitos sobre a expansão do leito

A seguir são apresentadas as figuras 6.7, 6.8, 6.9 e 6.10 que se referem aos gráficos de expansão do leito. As figuras 6.7 e 6.8 mostram a expansão no duto de subida e descida em relação à vazão de ar. Essas figuras são referentes à água limpa e área de abertura inferior igual a 60 cm^2 e 90 cm^2 respectivamente.

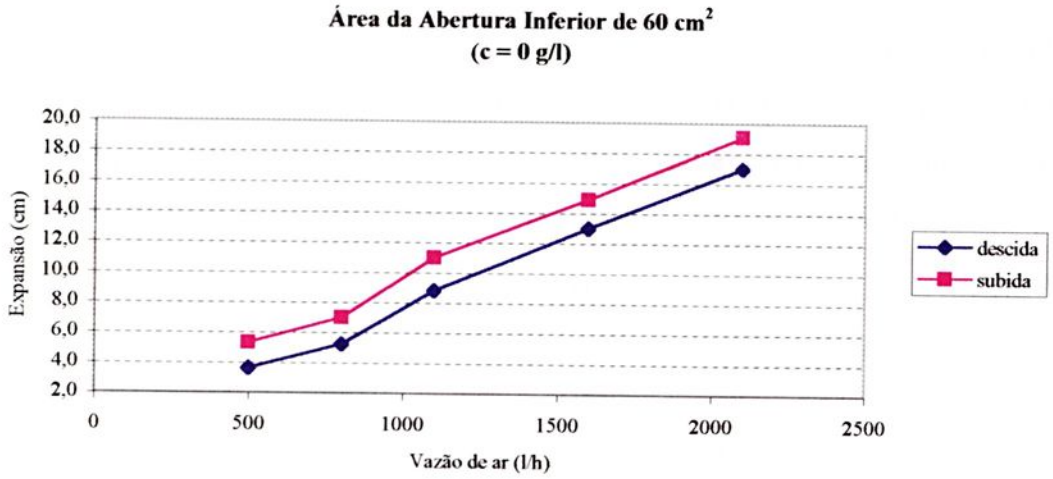


Figura 6.7 – Expansão em função da vazão de ar.

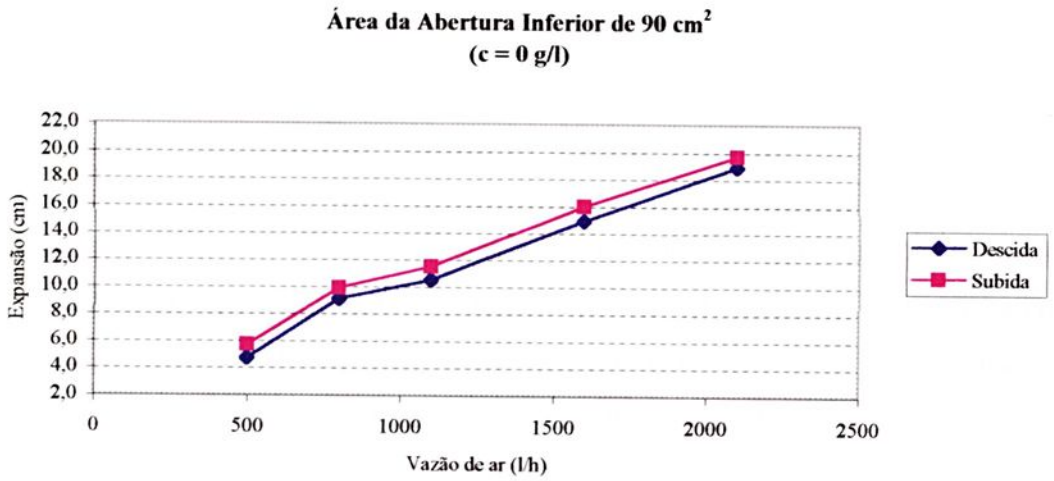


Figura 6.8 – Expansão em função da vazão de ar.

Nos dois gráficos acima foi observado que a expansão do duto de subida era maior do que no de descida, confirmando a teoria que existe mais gás no duto de subida. Verificou-se também que a diferença entre as duas seqüências de curvas diminuiu com o aumento da área

de abertura inferior, diminuindo assim a diferença da expansão entre o duto de subida e descida para todas vazões de ar. O comportamento se repetiu para a comparação das áreas de abertura inferior de 90 cm^2 e 120 cm^2 e para as outras concentrações de areia. Considera-se ainda digno de nota nas figuras 6.7 e 6.8 que a diferença entre as curvas de expansão do leito na subida e descida permanece aproximadamente constante para todas as vazões de ar, e não a razão sobre elas, não reproduzindo o comportamento esperado pelo senso comum, que seria o progressivo afastamento entre as duas curvas. Na revisão da literatura encontra-se também a hipótese de $\varepsilon_{G,SU} / \varepsilon_{G,D}$ = cte, adotado por vários autores, conforme Heijnen et al. (1997).

A figura 6.9 é referente à expansão e vazão de ar para duto de subida e água limpa. Para verificar o efeito da abertura inferior, segundo a metodologia do item 5.1.2, são comparadas três áreas de aberturas inferiores diferentes. Para a maior área de abertura inferior foi verificado as maiores expansões e assim sucessivamente para as demais áreas.

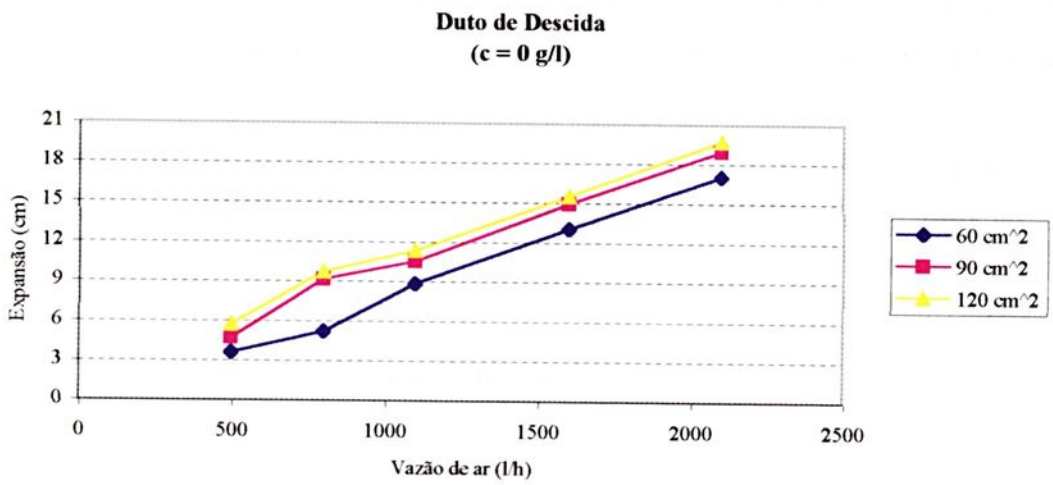


Figura 6.9 – Expansão em função da vazão de ar.

A figura 6.10 mostra a fração volumétrica do gás em função da vazão de ar para o duto de descida e área de abertura inferior igual a 60 cm^2. Cada seqüência de curva refere-se à concentração de areia citada no item 5.1.2 dos métodos. A fração volumétrica do gás observada, para cada vazão de ar, foi igual para todas as concentrações de areia.

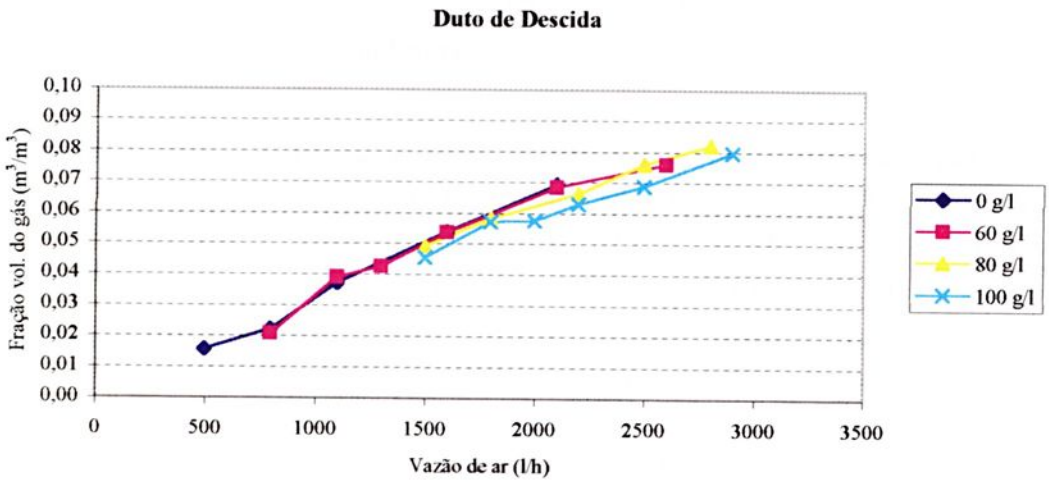


Figura 6.10 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Os demais gráficos de comparação de efeito da expansão do leito para as concentrações de areia (figura 6.9) e áreas de aberturas inferiores (figura 6.10) estão nos anexos 2, 3, 4 e 6.

É apresentado na figura 6.11 o gráfico da diferença de fração volumétrica do gás entre o duto de subida e descida em relação à concentração de areia e área de abertura inferior de 60 cm^2.

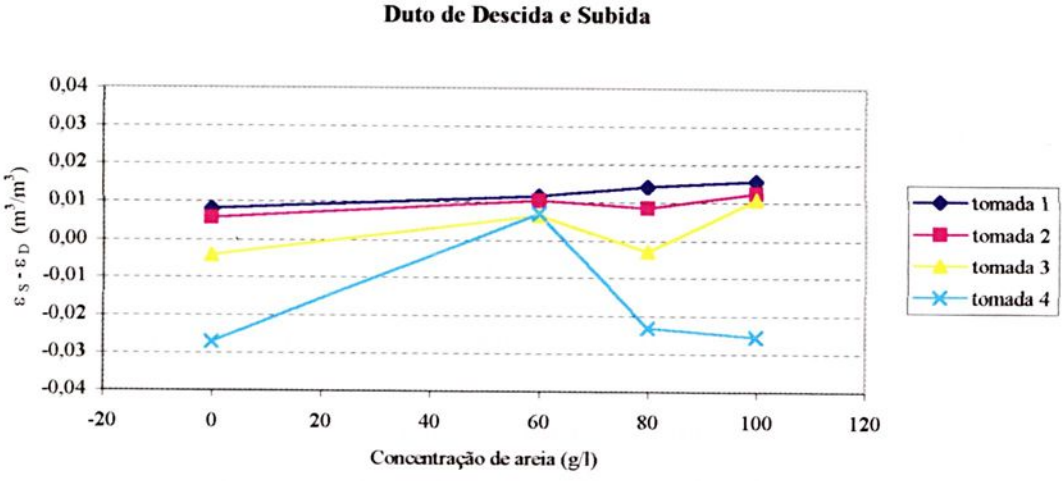


Figura 6.11 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da concentração de areia.

Para a figura 6.11, cada ponto das quatro seqüências foi obtido da média dos valores da diferença das frações volumétricas do gás que foram determinadas pelas vazões de ar. Como exemplo é mostrada a tabela 6.4 onde foi obtida a média e a figura 6.12 que contém o

gráfico que proporcionou a construção da tabela. Para simplificar, é apresentada apenas a tabela e a figura do ensaio com água limpa.

Tabela 6.4: Cálculos da diferença de fração volumétrica do gás do duto de subida e descida.

Vazão (l/h)	Fração vol. do gás (m^3/m^3) - medida				Fração vol. do gás (m^3/m^3) - calculada			
	S1 - D1	S2 - D2	S3 - S3	S4 - D4	S1 - S1	S2 - D2	S3 - D3	S4 - D4
500	0,007	0,008	0,004	-0,015	0,008	0,008	0,002	-0,020
800	0,008	0,006	-0,002	-0,028	0,008	0,007	0,000	-0,023
1100	0,009	0,007	-0,004	-0,030	0,008	0,006	-0,003	-0,026
1600	0,008	0,006	-0,006	-0,031	0,008	0,005	-0,008	-0,031
2100	0,009	0,002	-0,013	-0,036	0,009	0,003	-0,012	-0,036
Média	0,008	0,006	-0,004	-0,028	0,008	0,006	-0,004	-0,027

Na figura 6.11, a média utilizada foi da diferença de frações volumétricas calculadas do gás. Os valores de frações volumétricas do gás calculadas da tabela acima foram obtidos da equação da linha de tendência do gráfico apresentado abaixo.

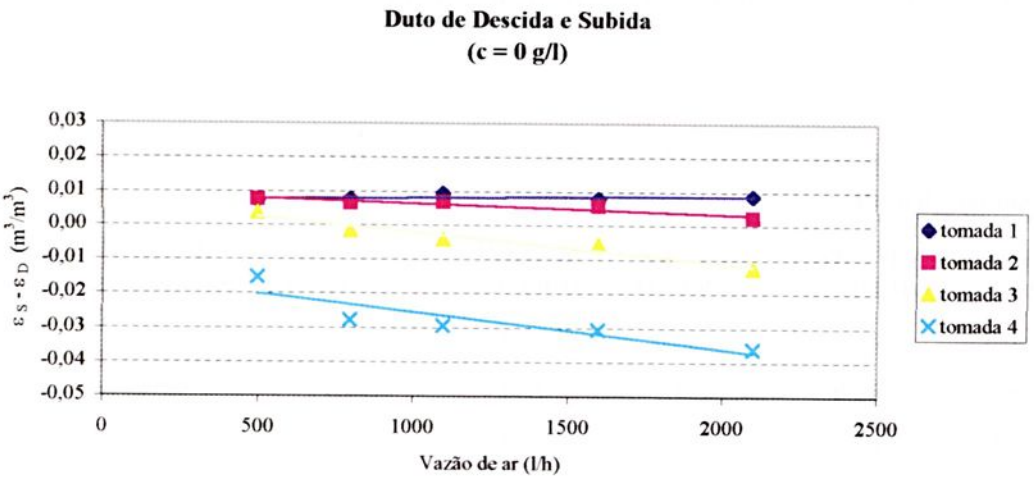


Figura 6.12 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Os resultados da expansão do leito expostos graficamente nas figuras 6.7 a 6.10 eram em relação à tomada 1 de pressão e as cotas das oito tomadas foram expostas no item 4.4 da metodologia.

Observa-se que pela explicação, corrente na modelagem, que atribui a força motriz do escoamento à diferença de expansão total entre os tubos de subida e descida, os dados relativos à tomada 1 da figura 6.12 deveriam ser crescentes com a vazão de ar. Ao contrário do esperado, a figura 6.12 mostra que a força motriz para o escoamento não aumenta com a

vazão de ar. Entretanto, os dados de velocidade de circulação que serão mostrados a seguir (figura 6.13) mostram que existe um aumento linear com a vazão de ar, que não seria explicado pelos dados à luz da modelagem tradicional.

As figuras que contêm os gráficos da diferença de frações volumétricas entre o duto de subida e descida correspondentes às figuras 6.11 e 6.12, para os demais ensaios, estão nos anexos 2, 3 e 4.

6.1.4- Velocidade de circulação com água limpa

As velocidades de circulação no duto de descida e o tempo de circulação foram determinados pelo método apresentado do item 5.2.3 da metodologia com as mesmas vazões de ar utilizadas nos ensaios de expansão. Também foram determinadas a vazões de circulação (equações 5.18 e 5.19) e velocidades de circulação do duto de subida (equação 5.17) obtidas do item 5.2.3 da metodologia. Para exemplificar, são mostrados na tabela 6.5 os resultados obtidos do ensaio com água limpa para área de abertura inferior igual a 60 cm^2 e para abertura superior igual a 96 cm^2.

Tabela 6.5: Resultados obtidos com o ensaio de velocidade de circulação.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
500	21,4	0,012	0,19	0,0029	0,25	0,0029
800	21,2	0,019	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1100	20,4	0,025	0,22	0,0032	0,28	0,0032
1600	19,6	0,037	0,25	0,0036	0,32	0,0036
2100	18,6	0,049	0,27	0,0039	0,35	0,0039

A velocidade superficial do gás apresentada na tabela acima foi obtida da equação 3.10, originada do equacionamento de Heijnen et al. (1997).

As demais tabelas referentes aos dados extraídos dos ensaios estão no anexo 1.

Com os dados obtidos da tabela 6.5, referente à velocidade de circulação do duto de subida e descida para cada vazão de ar, foi construído o gráfico da figura 6.13.

unesp

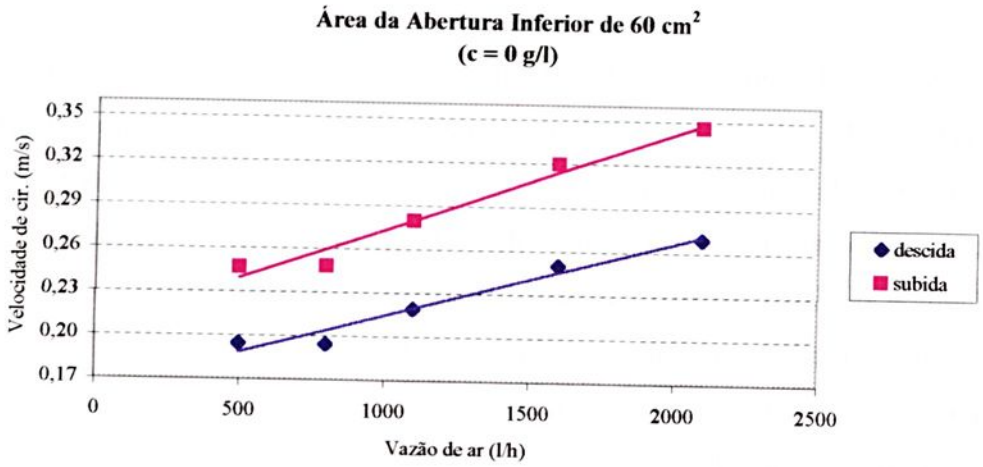


Figura 6.13 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Na figura 6.14, é apresentado o gráfico de velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

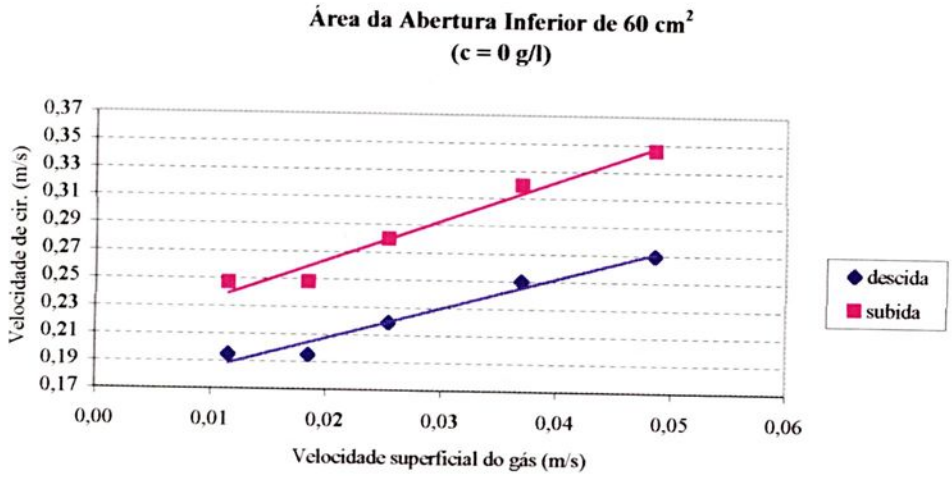


Figura 6.14 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

Para os dois gráficos de velocidade foi observado que a velocidade de circulação do líquido era diretamente proporcional à vazão de ar e, conseqüentemente, à velocidade superficial do gás.

Estão nos anexos 2, 3 e 4, os demais gráficos referentes à velocidade de circulação em relação à vazão de ar para as diversas situações ensaiadas.

6.1.5- Velocidade de circulação com areia

Para as velocidades de circulação no duto de descida com o efeito da concentração de areia, os ensaios foram executados com o mesmo método citado para água limpa. Os dados referentes aos ensaios realizados estão no anexo 1. E foram determinadas as vazões de circulação e velocidade de circulação no duto de subida com as equações 5.18 e 5.17 respectivamente. As concentrações empregadas nos ensaios foram mencionadas no item 5.1.2 da metodologia, para as mesmas áreas de abertura inferior e superior da água limpa. A seguir são apresentadas duas figuras que contêm o gráfico de velocidade de circulação em função da vazão de ar e o outro em função da velocidade superficial do gás, referentes a concentração de 60 g/l e área de abertura inferior de 60 cm^2. Não houve grandes mudanças de comportamento das curvas nos gráficos 6.15 e 6.16 em comparação com o ensaio de água limpa (figuras 6.13 e 6.14).

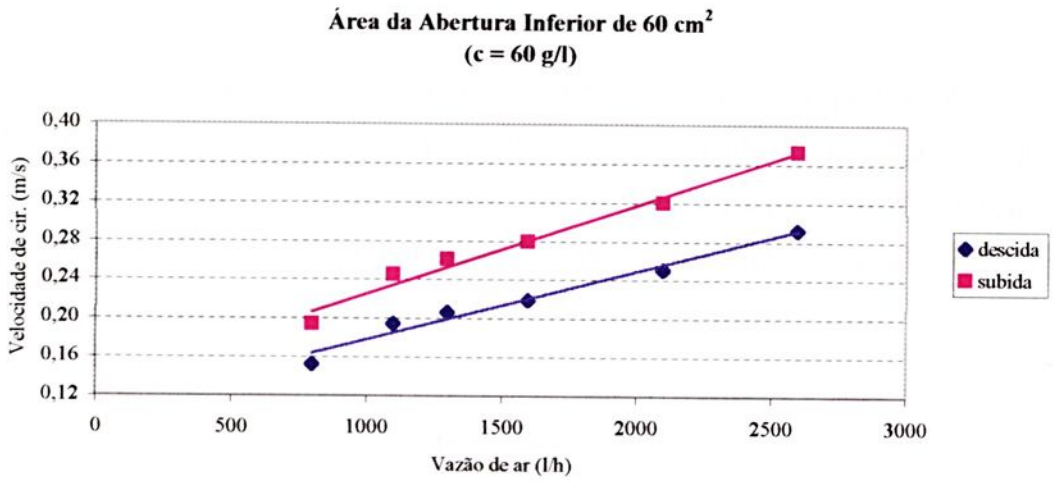


Figura 6.15 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

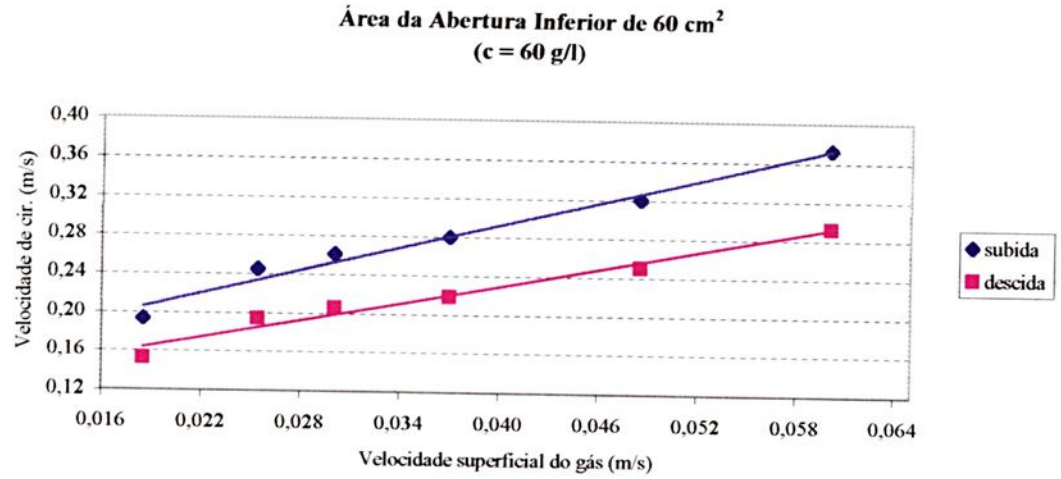


Figura 6.16 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

As demais figuras contendo os gráficos de velocidade de circulação em relação à vazão de ar estão nos anexos 2, 3 e 4.

6.1.6- Discussão dos efeitos sobre a velocidade de circulação

A seguir são apresentadas as figuras 6.17 a 6.21 referentes aos gráficos dos ensaios de velocidade do duto de descida. A figura 6.17 mostra a velocidade de circulação do líquido em relação à velocidade superficial do gás para área de abertura inferior igual a 60 cm^2. Cada seqüência de curva refere-se à concentração de areia e água limpa (citada no item 5.1.2 da metodologia) utilizada nos ensaios.

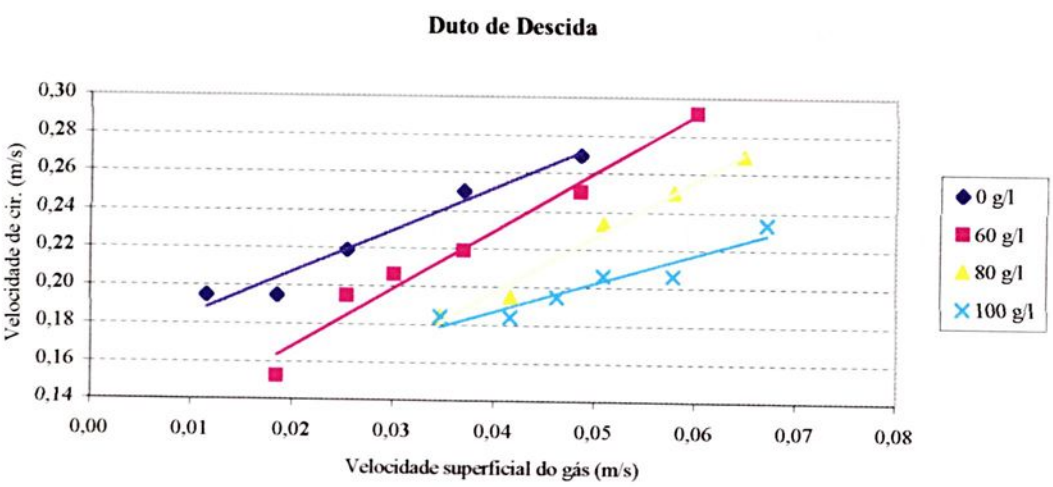


Figura 6.17 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

A figura 6.17 mostra que para uma mesma velocidade superficial de ar, o aumento da concentração de sólidos diminui a velocidade de circulação induzida. Considera-se que os dados da figura 6.17 podem ser aproximados por retas tendo em vista os erros experimentais envolvidos na medição de velocidade. A inclinação da curva de 60 g/l foi aumentada devido ao ponto de menor vazão de ar, possivelmente com erros de medição. Abstraindo-se este ponto e também o ponto de menor vazão de ar para água limpa, pode-se observar com mais clareza o comportamento linear, bem como uma tendência de diminuição das inclinações das retas com o aumento da concentração de sólidos. Isto indica uma menor sensibilidade às variações de vazão de ar nos meios com maior concentração de sólidos.

A figura 6.18 apresenta o gráfico da velocidade de circulação no tubo de descida em função da vazão de ar para as três áreas de abertura inferior mencionadas no item 5.1.2 da metodologia e referente à água limpa.

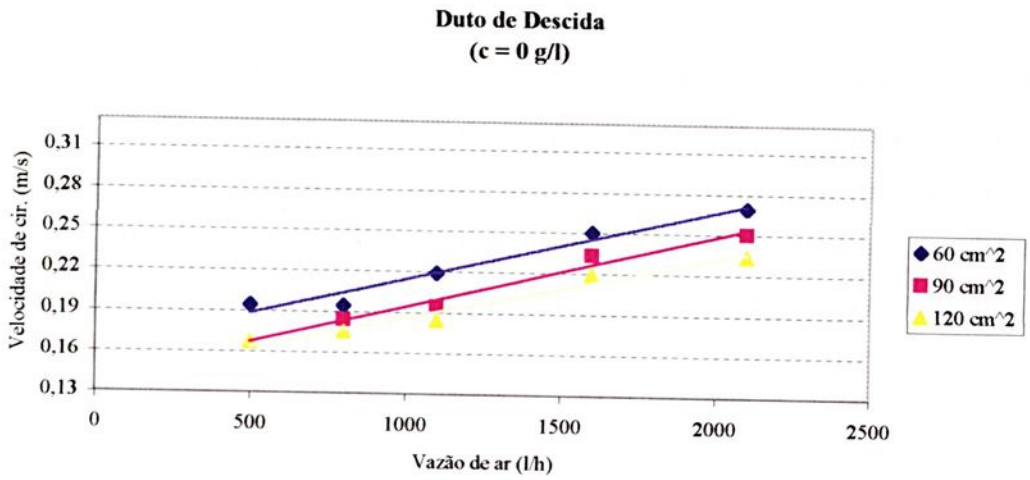


Figura 6.18 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

A figura 6.19 mostra o gráfico referente à velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás para água limpa e para as três áreas de abertura inferior.

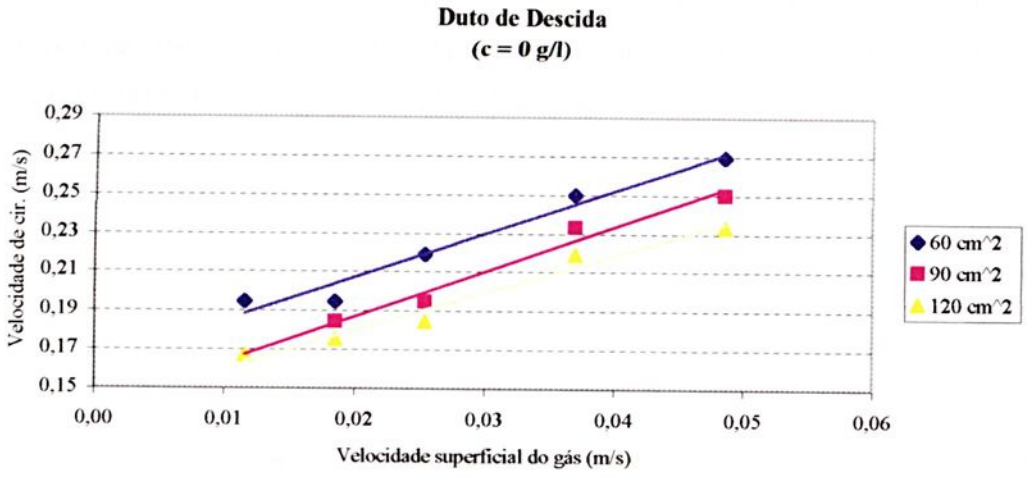


Figura 6.19 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

Com as figuras 6.18 e 6.19 percebe-se que a velocidade de circulação do líquido foi inversamente proporcional a área de abertura inferior para uma determinada vazão de ar ou velocidade superficial do gás, um comportamento oposto ao esperado pelo senso comum. A velocidade de circulação aumentou com a vazão de ar no mesmo padrão linear já comentado.

A figura 6.20 apresenta o gráfico do tempo de circulação em função da vazão de ar para as três concentrações de areia e água limpa citadas no item 5.1.2 da metodologia. Para esse gráfico, a área de abertura inferior era de 60 cm^2. Foi notado que para uma determinada vazão de ar, o tempo de circulação aumentou com o aumento da concentração de areia no corpo d'água.

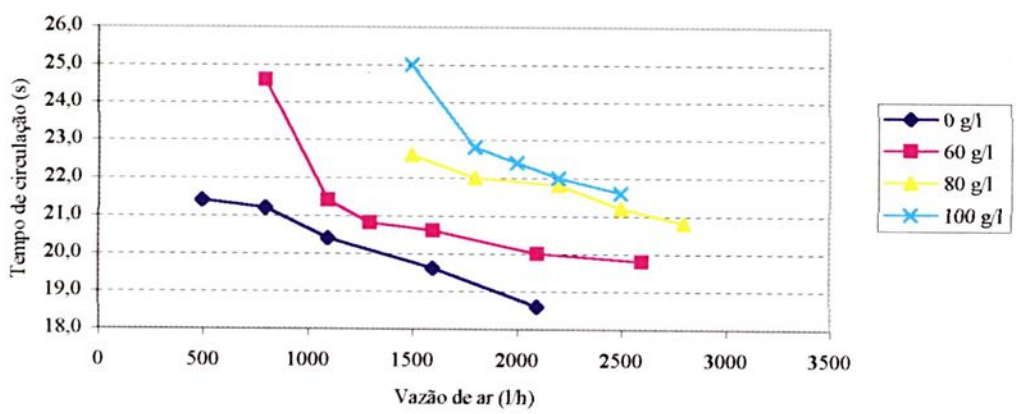


Figura 6.20 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

Os anexos 2, 3 e 4 apresentam as figuras contendo os gráficos dos demais ensaios comparativos realizados em relação à vazão de ar.

A figura 6.21 apresenta o gráfico de velocidade de circulação em relação à concentração de areia para área de abertura inferior de 60 cm^2 e quatro vazões de ar estabelecidas (1000 l/h, 1500 l/h, 2000 l/h e 2500 l/h).

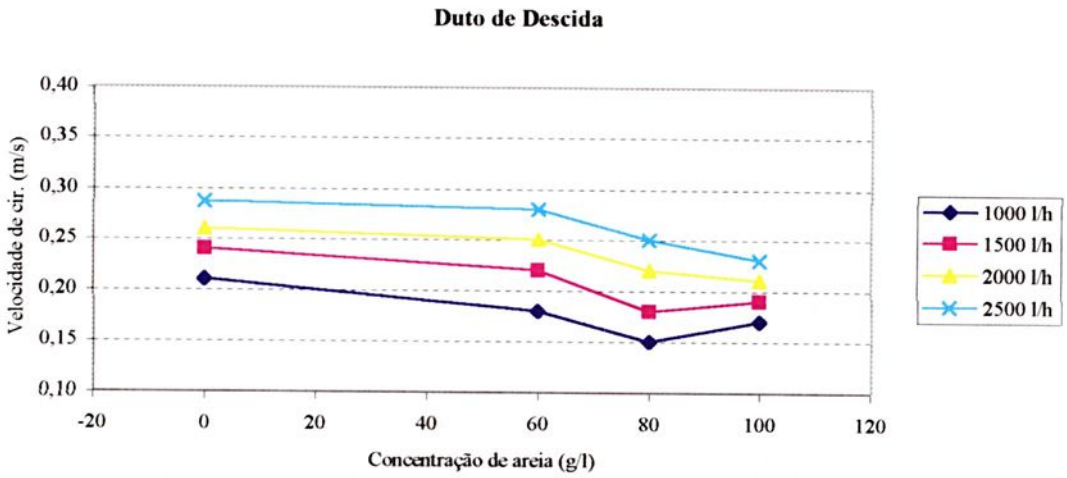


Figura 6.21 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

Cada ponto das quatro curvas do gráfico acima foi obtido da velocidade calculada pelas equações das linhas de tendência de cada gráfico de velocidade de circulação medida.

Com os dados utilizados para construir o gráfico da figura 6.21, foram calculadas as percentagens da velocidade induzida, tendo como referência (100%) o valor verificado para água limpa em cada vazão de ar.

Com esses dados foi construído o gráfico da figura 6.22, onde foi obtida uma linha de tendência linear correspondente a todas as vazões de ar. Com a equação extraída da linha de tendência pode-se extrapolar os valores de velocidade de circulação para outras concentrações de areia.

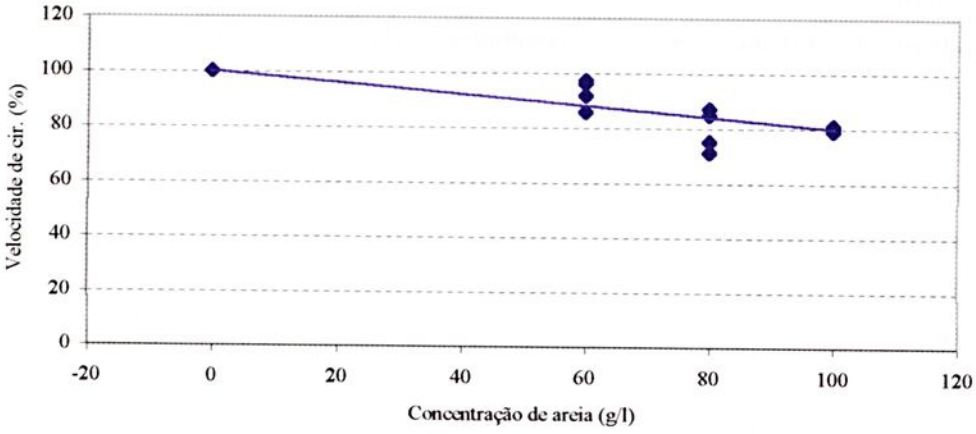


Figura 6.22 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

A equação correspondente à linha de tendência linear do gráfico da figura 6.22 é apresentada a seguir:

$$V_L = -0{,}2026 Con + 100 \qquad 6.1$$

Os demais gráficos referentes à velocidade de circulação em função da concentração de areia, similares aos das figuras 6.21 e 6.22 para as outras áreas de abertura inferiores estão no anexo 2, 3 e 4.

6.1.7- Fluidização mínima na partida hidráulica e na circulação

As fluidizações mínimas foram determinadas para cada concentração de areia, segundo o método exposto no item 5.2.1 da metodologia. Como resultado, foram determinadas as vazões mínimas de ar para cada concentração de areia, área de abertura inferior e cota do borbulhador (mencionadas no item 5.1.1 da metodologia). A área da abertura superior manteve-se constante com 96 cm^2. Como exemplo dos dados obtidos apresenta-se a tabela 6.6 a seguir, referente ao ensaio com a cota do borbulhador igual a 15 cm.

Tabela 6.6: Resultados obtidos com o ensaio de fluidização mínima.

Área da abert. inferior (cm^2)	Concentração de areia (g/l)	Cota do borbulhador (cm)	Vazão de partida (l/h)	Vazão mínima de circulação (l/h)
60	60	15	800	550
60	80	15	1400	850
60	100	15	2900	1050
90	60	15	600	500
90	80	15	1400	800
90	100	15	2100	1000
120	60	15	500	400
120	80	15	1100	700
120	100	15	1700	900

Com os dados da tabela 6.6, foram construídos os gráficos das figuras 6.23 e 6.24 que apresentam respectivamente a fluidização mínima na partida hidráulica e na circulação homogênea. As seqüências de curvas nos gráficos referem-se às áreas de abertura inferior e concentrações de areia utilizadas nos ensaios. A figura 6.23 mostra que a maior área de abertura inferior necessitou de uma menor vazão de ar para suspender a areia e assim sucessivamente para a segunda área maior. Isso ocorreu porque quanto maior a área, menor era a obstrução da passagem de areia pela abertura.

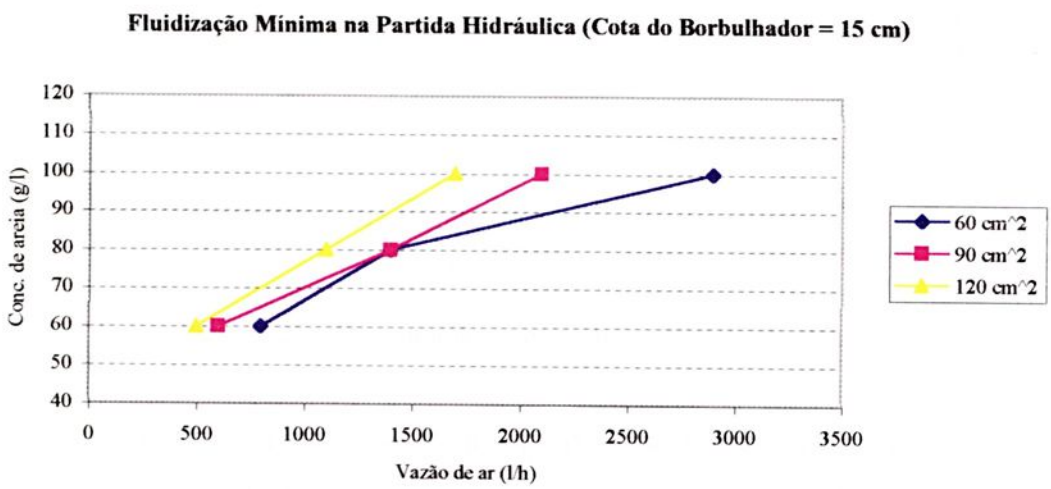


Figura 6.23 - Concentração de areia em função da vazão de ar.

Para a figura 6.24, o comportamento da fluidização mínima homogênea foi semelhante a da partida, em relação a uma necessidade menor de vazão de ar quando se aumentava a área

de abertura inferior. Portanto a maior área de abertura inferior apresentou uma melhor eficiência tanto na partida hidráulica quanto na circulação homogênea.

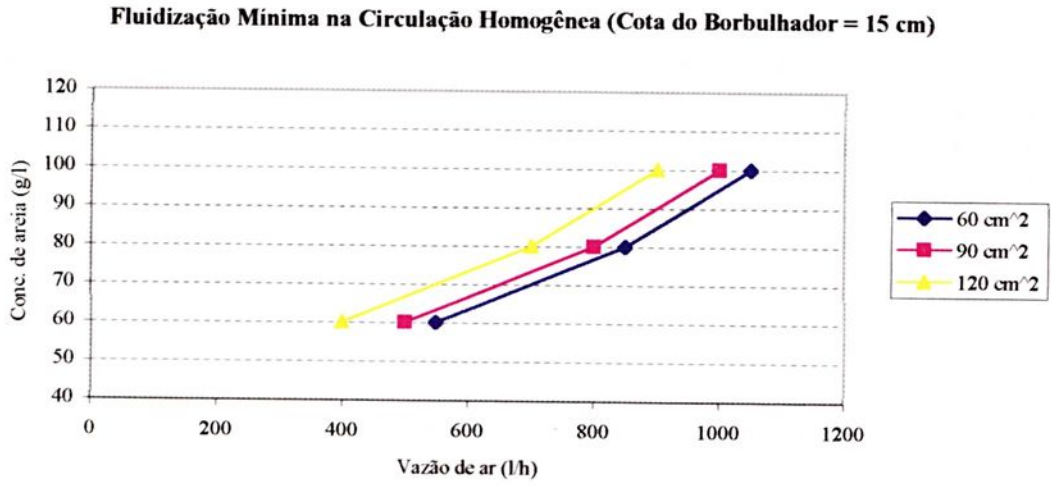


Figura 6.24 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

As figuras 6.25 e 6.26 mostram a fluidização mínima de cada cota do borbulhador e concentração de areia para área de abertura inferior igual a 60 cm^2.

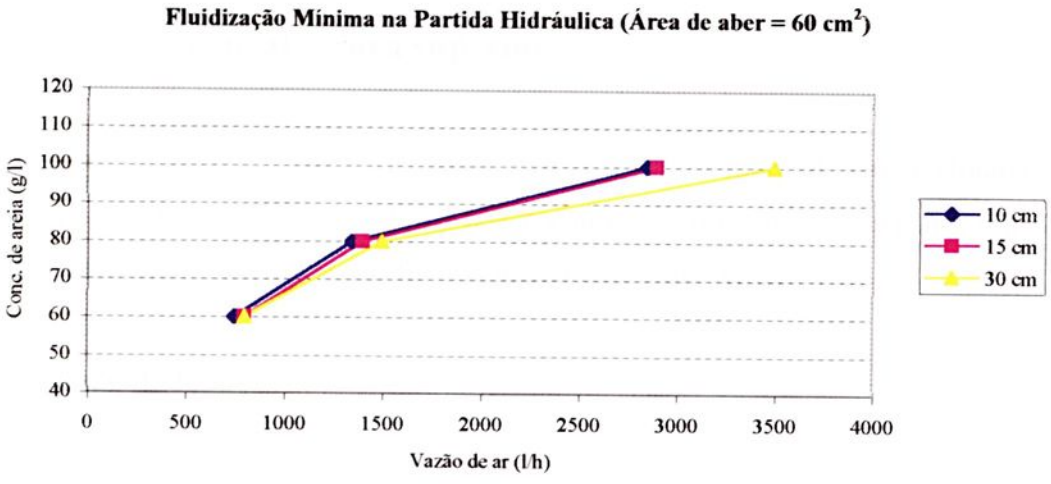


Figura 6.25 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

Na figura 6.25, para menor concentração de areia foi notado que não houve grande diferença no valor da fluidização mínima na partida em relação à cota do borbulhador. Para a maior concentração de areia, o borbulhador com maior cota teve o pior desempenho. E para a figura 6.26, a melhor configuração seria com o borbulhador na cota de 10 cm, pois requeria uma menor vazão de ar para a circulação homogênea.

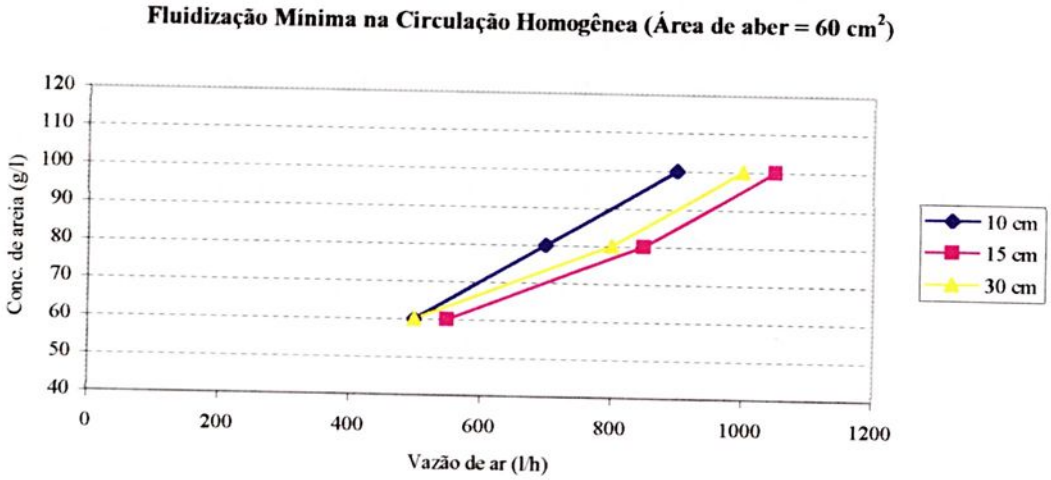


Figura 6.26 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

As demais figuras contendo os gráficos de fluidização mínima estão no anexo 7.

Para a seqüência de ensaios com expansão do leito, velocidade de circulação e fluidização mínima a configuração geométrica usada foi apresentada no item 5.1.2 da metodologia e a saída era pressurizada. Para todos os ensaios a abertura superior se manteve fixa em 96 cm^2, o que possibilitou a verificação do efeito da abertura inferior.

6.2- Efeito da área de abertura superior

Para examinar o efeito da variação da área de abertura superior, são mostrados tabelas e gráficos das figuras que foram obtidos nos ensaios experimentais de expansão do leito e velocidade. Essa seqüência de ensaio foi conduzida com água limpa.

6.2.1- Expansão do leito

As expansões e frações volumétricas do gás foram determinadas para cada vazão, utilizando o mesmo método exposto para área de abertura inferior. Como exemplo dos dados obtidos apresenta-se a tabela 6.7 a seguir, referente ao ensaio com saída pressurizada e livre, para área de abertura superior igual a 96 cm^2 e abertura inferior igual a 120 cm^2.

Tabela 6.7: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão	Cota da	Cota no piezômetro (cm)							
(l/h)	superf. (cm)	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Saída pressurizada									
500	273,6	267,4	267,9	268,0	268,0	269,2	268,4	270,1	268,8
800	277,7	267,4	268,0	268,5	268,2	270,2	268,8	272,1	269,9
1100	279,2	267,4	267,9	268,9	268,3	271,1	269,0	273,6	271,3
1600	283,4	267,4	267,9	269,7	268,6	272,2	270,9	276,2	273,8
2100	287,5	267,6	267,8	270,7	268,9	274,7	272,1	278,7	276,5
Saída livre									
500	266,0	259,5	259,7	260,4	259,8	261,9	259,8	263,2	260,0
800	268,0	259,3	259,7	260,8	259,9	262,6	260,2	264,8	261,5
1100	270,5	259,2	259,6	260,9	259,9	263,3	261,0	266,0	263,2
1600	275,2	259,1	259,7	261,6	260,1	264,8	262,5	268,0	265,4
2100	279,5	259,1	259,8	262,4	260,6	266,2	263,6	270,9	267,9

O anexo 1 apresenta os dados referentes aos demais ensaios realizados.

A partir dos dados da tabela 6.7 e utilizando a equação 5.1 e 5.2 foram calculadas as frações volumétricas do gás. São apresentados os gráficos das figuras 6.27 e 6.28 referentes às frações volumétricas do gás calculadas para saída pressurizada e livre do duto de subida.

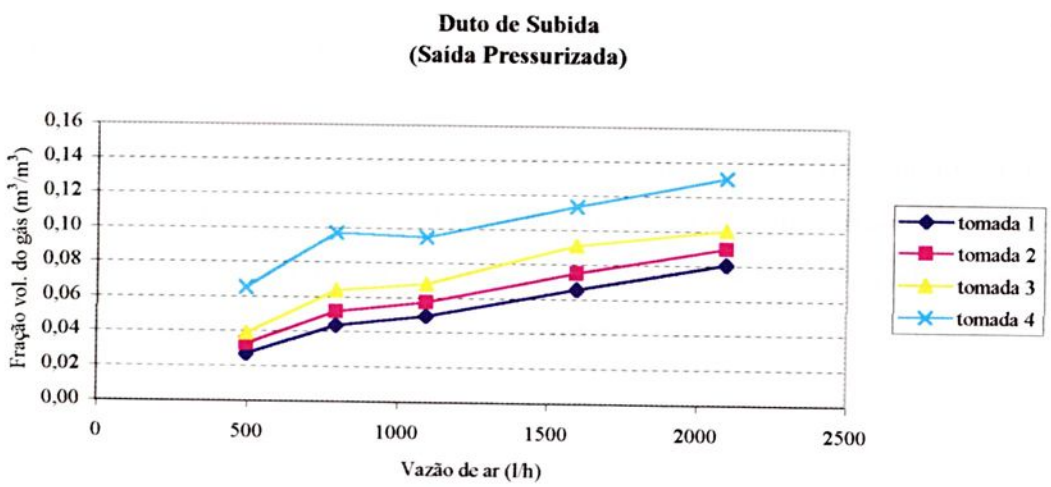


Figura 6.27 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

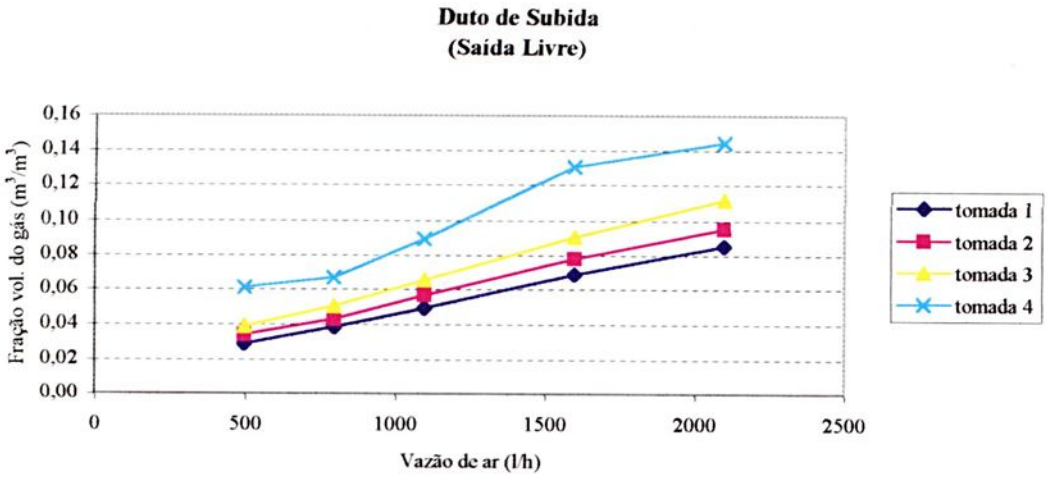


Figura 6.28 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Foi verificado nas figuras 6.27 e 6.28 que as frações volumétricas do gás decresceram monotonicamente em relação ao aumento da cota da tomada de pressão e as curvas eram aproximadamente paralelas e constantes entre si. Portanto, a variação da abertura superior resultou no mesmo comportamento observado em relação à abertura inferior.

As cotas das quatro tomadas de pressão do duto de subida foram apresentadas no item 4.4 da metodologia. Os demais gráficos referentes à fração volumétrica do gás para cada área de abertura de circulação superior e tipo de saída (citadas no item 5.1.3 da metodologia) estão no anexo 5.

6.2.2- Discussão dos efeitos sobre a expansão do leito

A seguir são apresentadas as figuras 6.29, 6.30 e 6.31 que se referem aos gráficos de expansão do leito. As figuras 6.29 e 6.30 mostram a expansão no duto de subida e descida em relação à vazão de ar. Essas figuras são referentes à tomada 4 de pressão, saída pressurizada e área de abertura superior igual a 96 cm^2 e 60 cm^2 respectivamente.

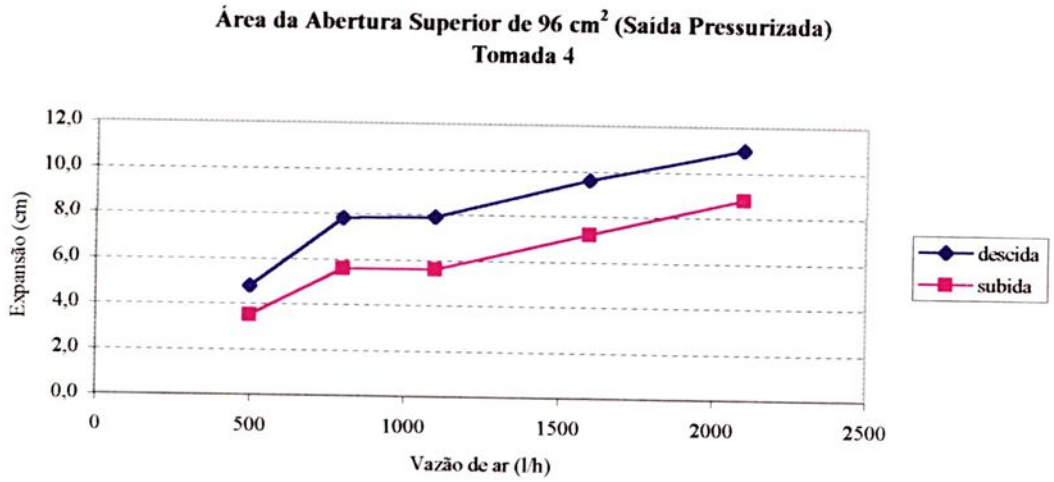


Figura 6.29 – Expansão em função da vazão de ar.

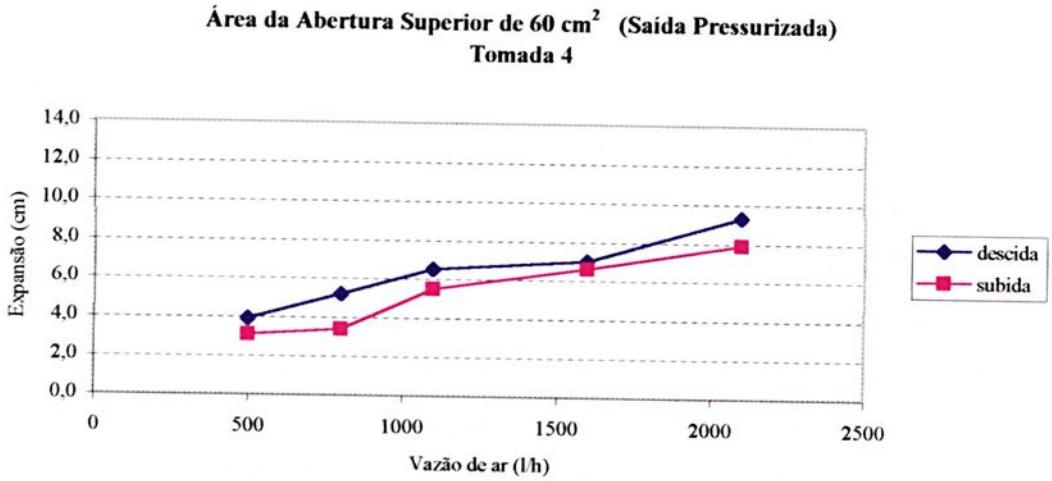


Figura 6.30 – Expansão em função da vazão de ar.

Houve uma diminuição da diferença da expansão entre o duto de subida e descida com a diminuição da área da abertura superior, para as mesmas vazões de ar. Os dois gráficos acima tiveram a expansão do duto de descida maior do que no de subida. Esse comportamento se repetiu para o ensaio com saída livre.

A figura 6.31 é referente à fração volumétrica do gás e vazão de ar para duto de descida para a tomada 1 de pressão. Para verificar o efeito da abertura superior, segundo a metodologia do item 5.1.3, são comparadas duas áreas de aberturas superiores diferentes com saída livre e pressurizada.

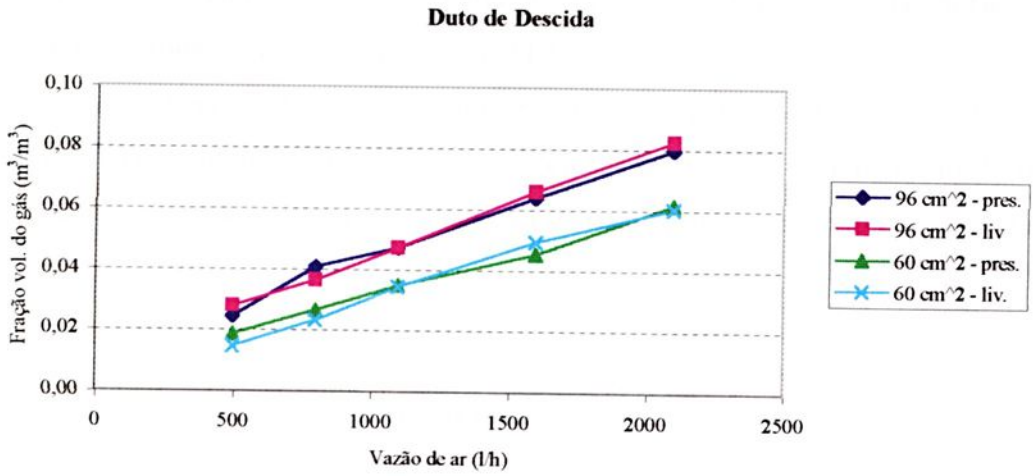


Figura 6.31 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

A figura 6.31 indica que não houve grandes diferenças de fração volumétrica do gás entre a saída pressurizada e livre para as respectivas áreas em estudo.

6.2.3- Velocidade de circulação

As velocidades de circulação no duto de descida e o tempo de circulação foram determinados pelo método apresentado do item 5.2.3 da metodologia com as vazões de ar expostas no item 5.1.3. Também foram determinadas as vazões de circulação (equação 5.18) e as velocidades de circulação do duto de subida (equação 5.17). Para exemplificar, são mostrados na tabela 6.8 os resultados obtidos dos ensaios com saída pressurizada e livre para área de abertura superior igual a 96 cm^2 e para abertura inferior igual a 120 cm^2.

Tabela 6.8: Resultados obtidos com o ensaio de velocidade de circulação.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Saída pressurizada						
500	22,6	0,012	0,17	0,0025	0,21	0,0025
800	21,8	0,019	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1100	21,4	0,025	0,18	0,0027	0,23	0,0027
1600	21,4	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,8	0,049	0,23	0,0033	0,30	0,0033
Saída livre						
500	22,4	0,012	0,18	0,0026	0,22	0,0026
800	21,6	0,019	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1100	21,2	0,025	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1600	21,2	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,6	0,049	0,23	0,0033	0,30	0,0033

unesp

A velocidade superficial apresentada na tabela 6.8 foi obtida da equação 3.10, originada do equacionamento de Heijnen et al. (1997).

As demais tabelas referentes aos dados extraídos dos ensaios estão no anexo 1.

Com os dados obtidos da tabela 6.8 referente à velocidade de circulação do duto de subida e descida para cada vazão de ar e saída pressurizada, foi construído o gráfico da figura 6.32.

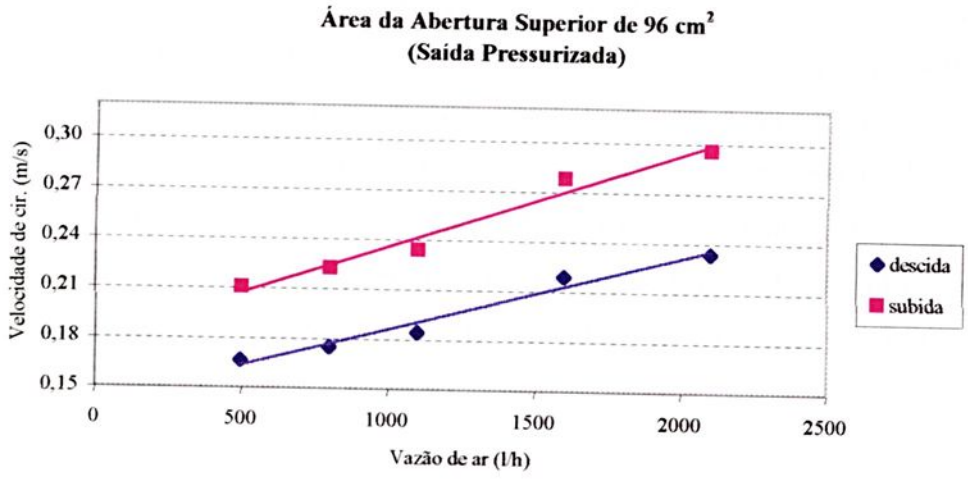


Figura 6.32 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

A figura 6.33 é referente ao gráfico de velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás para saída pressurizada.

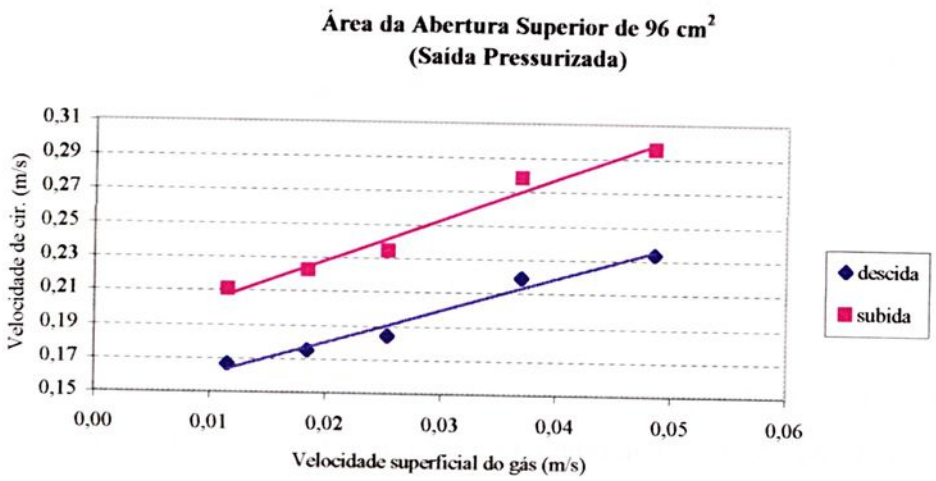


Figura 6.33 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

Para ambos gráficos de velocidade foi verificado que a velocidade de circulação do líquido aumentava com o aumento da vazão de ar e a velocidade superficial do gás.

Estão no anexo 5, os demais gráficos referentes à velocidade de circulação em relação à vazão de ar.

6.2.4- Discussão dos efeitos sobre a velocidade de circulação

Abaixo são apresentadas as figuras 6.34 e 6.35 que são referentes aos gráficos dos ensaios de velocidade do duto de descida. A figura 6.34 é referente a velocidade de circulação do duto de descida e vazão de ar. Para verificar o efeito da abertura superior, segundo a metodologia do item 5.1.3, foram comparadas duas áreas de aberturas superiores diferentes, tanto com saída livre quanto pressurizada. Foi notado para a menor área de abertura que quando as vazões de ar alcançavam maiores valores, as respectivas velocidades de circulação eram maiores, tanto para saída livre quanto pressurizada. Portanto nesse caso, não houve muita influência sobre a circulação em relação ao tipo de saída. Mas foi observado que para menores vazões de ar, o comportamento da velocidade de circulação para as duas saídas e duas áreas de abertura teve pouca variação.

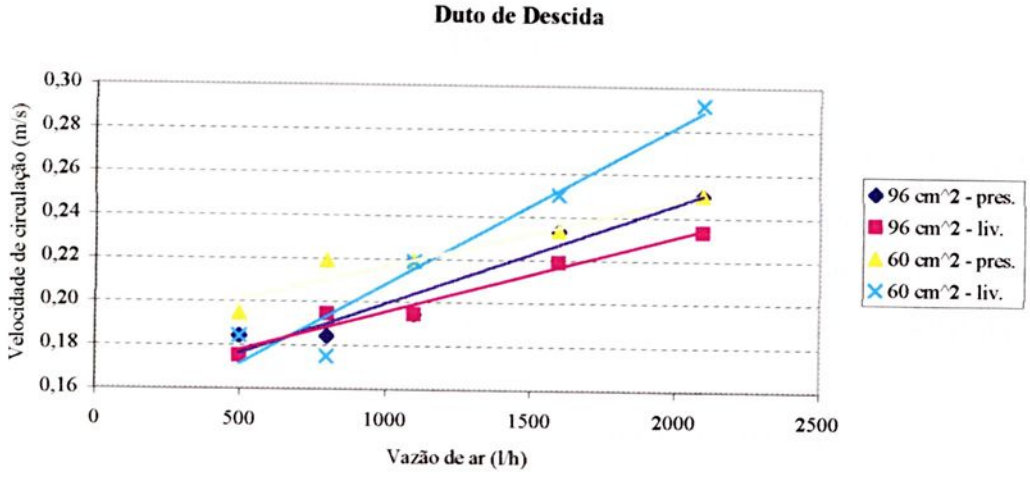


Figura 6.34 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

A figura 6.35 apresenta o tempo de circulação correspondente para cada vazão de ar e usando a mesma configuração da figura 6.34. O tempo de circulação diminuía com o aumento da vazão de circulação. Não houve grandes diferenças de tempo entre as 4 configurações para uma determinada vazão.

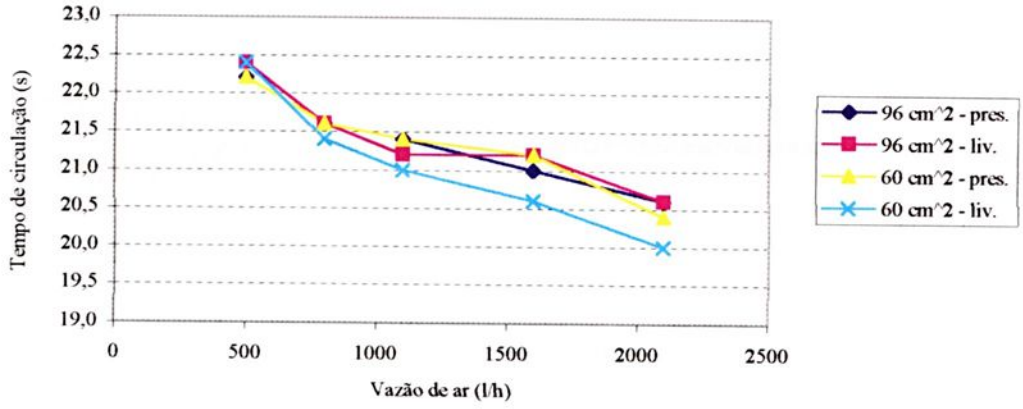


Figura 6.35 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

Para a seqüência de ensaios com expansão do leito e velocidade de circulação a configuração geométrica usada foi apresentada no item 5.1.2 da metodologia. Para todos os ensaios a abertura inferior se manteve fixa em 120 cm^2, o que possibilitou a verificação do efeito da abertura superior.

6.3- Caracterização do tempo de mistura

Segundo a metodologia do item 5.2.3, foram medidos os tempos de mistura do reator em função da vazão de ar para água limpa. Aproveitando esse ensaio foram determinadas novas velocidades de circulação do líquido no duto de descida e subida e os tempos de circulação do reator. Essa seqüência de ensaios foi executada com a área de abertura superior igual a 60 cm^2 e inferior igual a 120 cm^2.

O gráfico da figura 6.36 ilustra o comportamento das leituras obtidas com o equipamento utilizando a vazão de ar igual a 500 l/h. O tempo de aquisição de dados foi padronizado em 7 minutos.

BCpIS - FEIS - UNESP

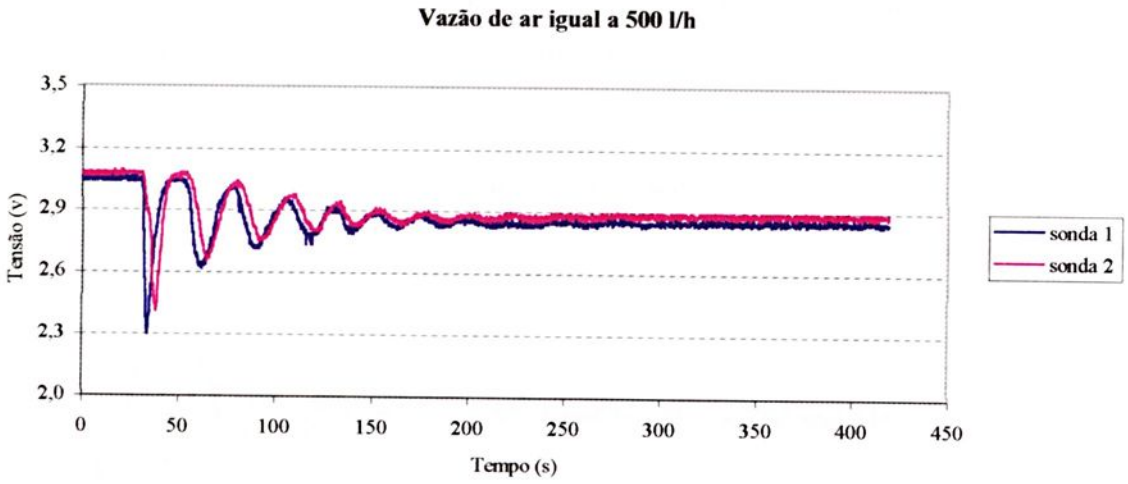


Figura 6.36 - Tensão em função do tempo.

Foram selecionados os primeiros picos de passagem do traçador na sonda para determinar a velocidade e o tempo de circulação. Os picos foram identificados visualmente apontando o mouse sobre o gráfico e anotando os valores fornecidos pela planilha utilizada.

Para determinar o tempo de mistura foram utilizados apenas os dados brutos da sonda 1, convertidos em concentrações com a equação de calibragem da sonda e adimensionalizados em relação à concentração final. O gráfico da figura 6.37 a seguir ilustra o resultado dessa fase para a vazão de ar de 500 l/h. Note-se no gráfico as retas delimitadoras da faixa de 5% de variação em relação à concentração final utilizadas para determinar o tempo de mistura.

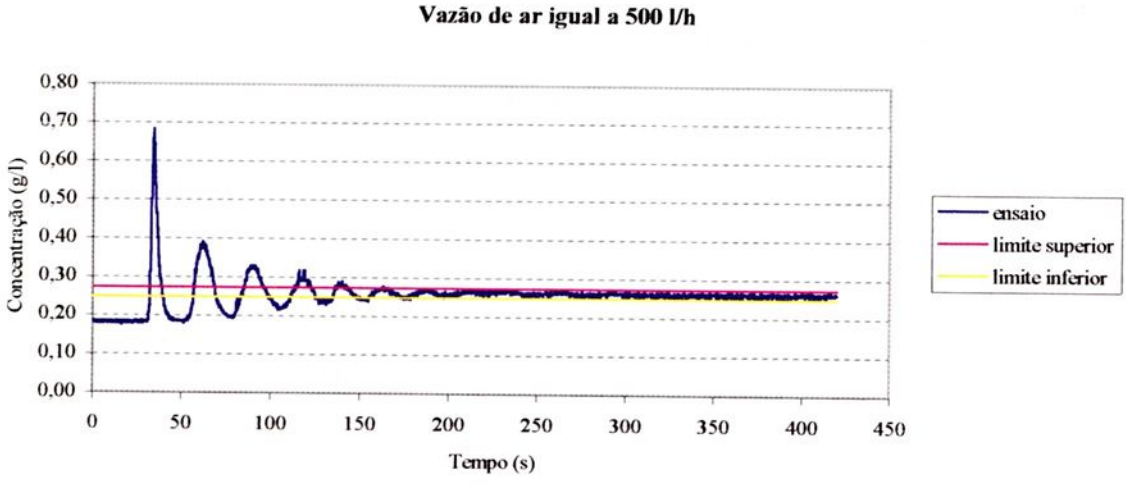


Figura 6.37 – Concentração em função do tempo.

Para determinar o instante em que a concentração passa a variar dentro da faixa de +/- 5% da concentração final o gráfico de cada leitura foi ampliado, conforme ilustra a figura 6.38 a seguir.

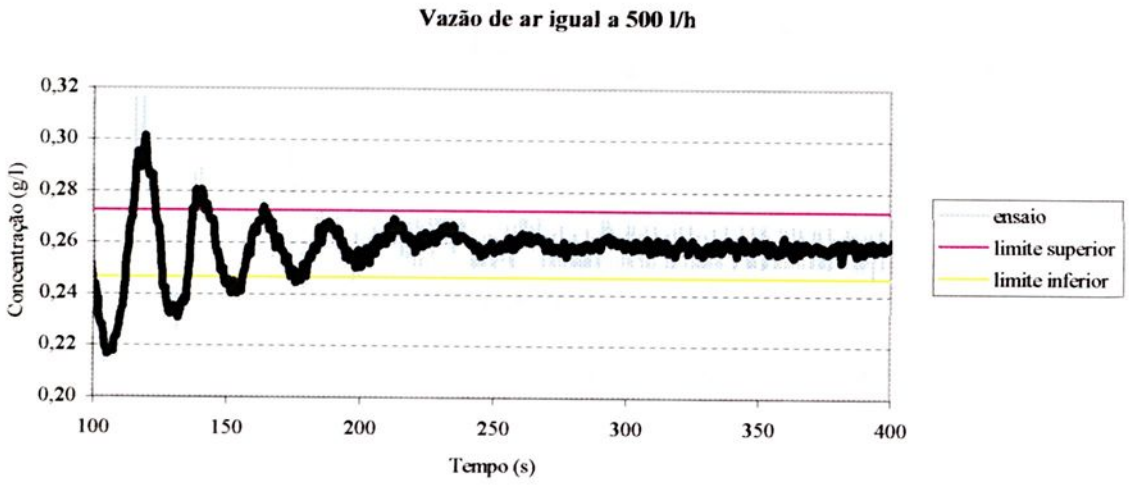


Figura 6.38 - Gráfico ampliado para determinar o instante em que a concentração passa a variar dentro da faixa de +/- 5% da concentração final.

Os tempos foram identificados visualmente no gráfico e subtraídos do tempo inicial, considerado como o início da subida da concentração no primeiro pico. As demais figuras contendo os gráficos de tensão e concentrações em função do tempo estão no anexo 11.

A tabela 6.9 a seguir resume os resultados obtidos nesta fase, com o tempo de mistura, velocidades de circulação do líquido e os tempos de circulação em função da vazão de ar.

Tabela 6.9: Resumo das velocidades de circulação e tempos de circulação e mistura.

			Velocidade de cir. (m/s)	
Vazão (l/h)	**Tempo de mistura (s)**	**Tempo de Circulação (s)**	**Duto de Descida**	**Duto de Subida**
500	157,0	29,6	0,15	0,19
800	143,6	25,2	0,23	0,29
1100	180,2	25,8	0,32	0,41
1600	105,4	23,0	0,29	0,37
2100	146,0	23,2	0,27	0,34

As figuras 6.39, 6.40 e 6.41 trazem a mesma informação da tabela na forma gráfica.

unesp

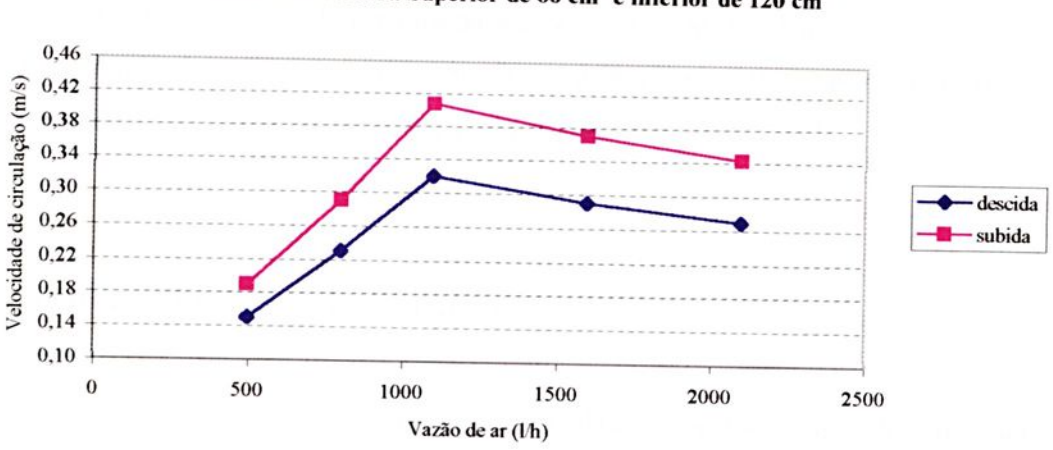


Figura 6.39 - Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

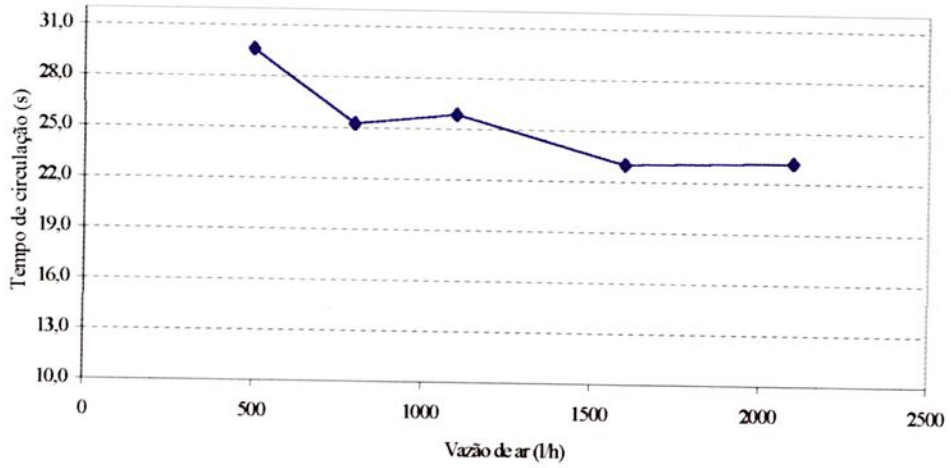


Figura 6.40 - Tempo de circulação em função da vazão de ar.

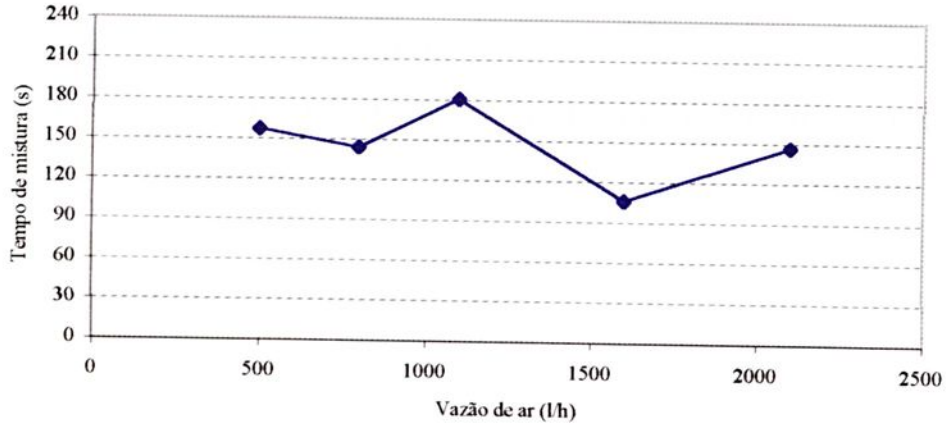


Figura 6.41 - Tempo de mistura em função da vazão de ar.

Nota-se que os tempos de mistura para as vazões de ar de 1100 e 2100 l/h estão fora da tendência esperada da curva, pois a vazão de ar é inversamente proporcional ao tempo de mistura. Para essa seqüência de ensaios a saída se manteve pressurizada.

6.4- Determinação da perda de carga

As perdas distribuídas e singulares ocorridas no reator foram determinadas pelas equações expostas no item 5.3 da metodologia (perda distribuída no duto de subida e descida referente as equações 5.30 e 5.39 e perda singular na topo e na base referente as equações 5.42 e 5.46). Os gráficos da figura 6.42 e 6.43 apresentam a perda distribuída no duto de subida e descida em função da vazão de circulação para água limpa, para verificação do efeito causado pela variação da abertura inferior. A abertura superior manteve-se constante em 96 cm^2 e a saída era pressurizada como em todos os ensaios que verificavam o efeito da abertura inferior.

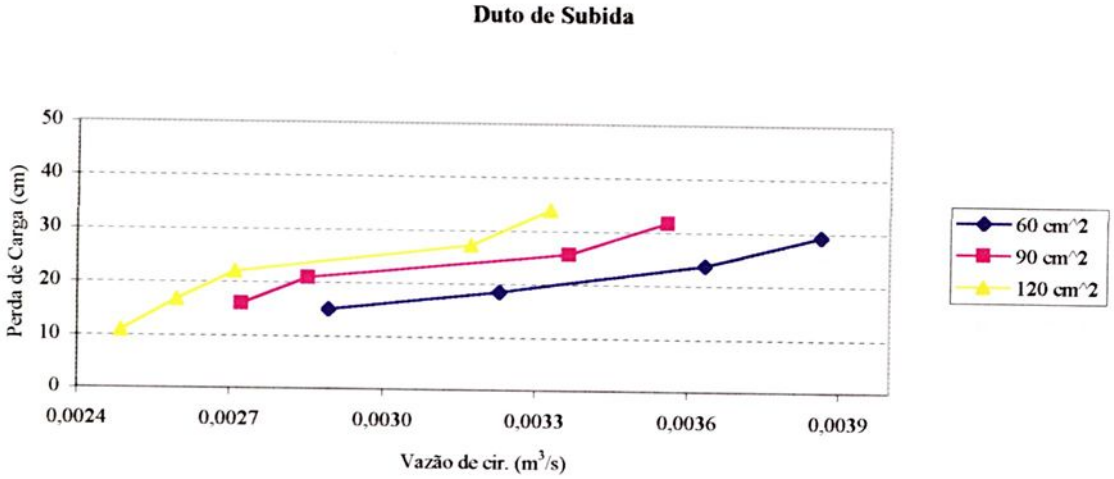


Figura 6.42 – Perda distribuída no duto de subida em função da vazão de circulação.

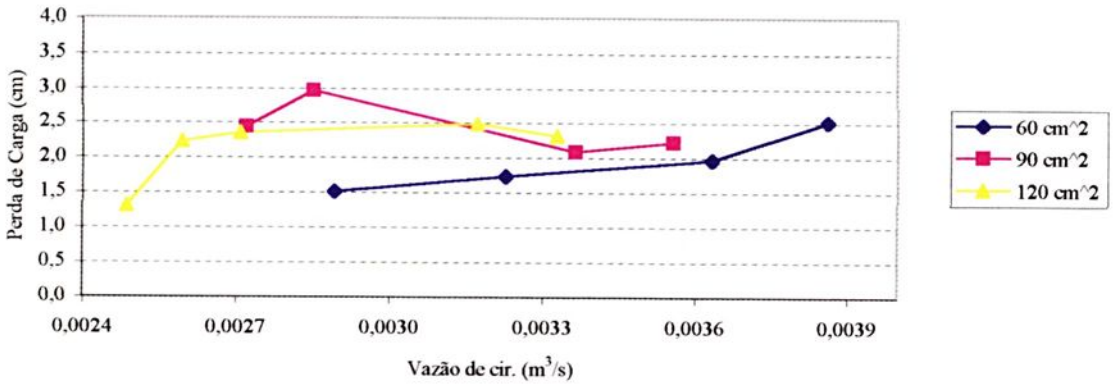


Figura 6.43 – Perda distribuída no duto de descida em função da vazão de circulação.

Para a perda distribuída no duto de subida (figura 6.42) foi observado que à medida que aumentava a área de abertura inferior, aumentava a perda de carga, resultando numa menor vazão de circulação para as maiores aberturas. Nota-se que no duto de subida apresentou uma perda bem maior que o duto de descida, o que se deve à grande concentração de bolhas no duto de subida.

Nas figuras 6.44 e 6.45 são apresentados os gráficos referentes às perdas singulares no topo e na base do reator.

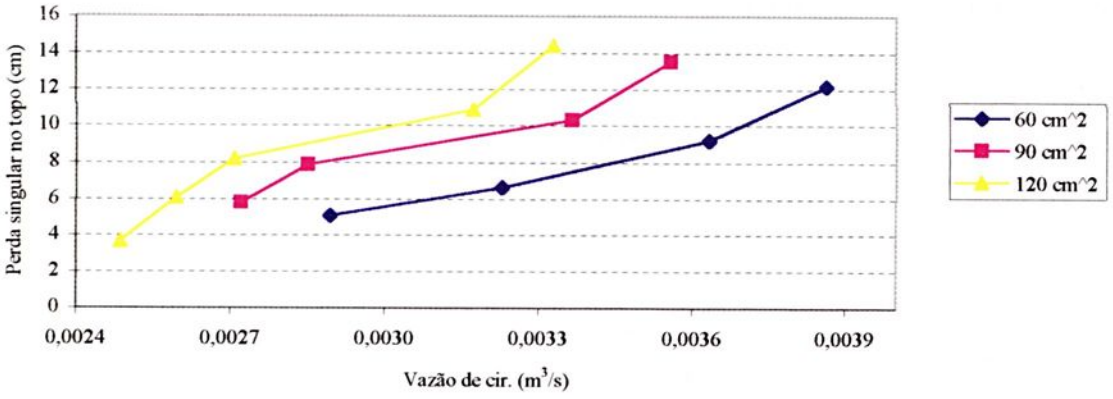


Figura 6.44 – Perda singular no topo em função da vazão de circulação.

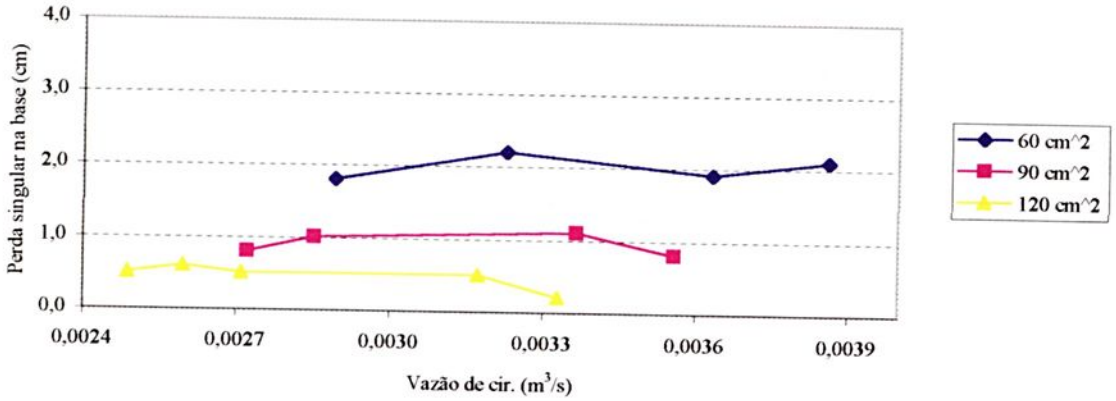


Figura 6.45 – Perda singular na base em função da vazão de circulação.

Nas figuras 6.44 e 6.45 identifica-se um comportamento invertido para o topo e a base. Enquanto que a perda no topo aumentou com o aumento da abertura inferior, na base isso não ocorreu. A perda na base aumentou com a diminuição da abertura inferior. Nota-se que não houve muita variação na perda da base com a vazão de circulação.

As demais figuras referentes aos gráficos de determinação das perdas (figuras 6.42, 6.43, 6.44 e 6.45) para efeito da abertura inferior estão no anexo 8.

As figuras 6.46 a 6.49 apresentam os gráficos de perda carga distribuída e singular em função da vazão de circulação para verificação do efeito da abertura superior (abertura inferior se manteve fixa em 120 cm^2). Os gráficos se referem a água limpa e saída pressurizada.

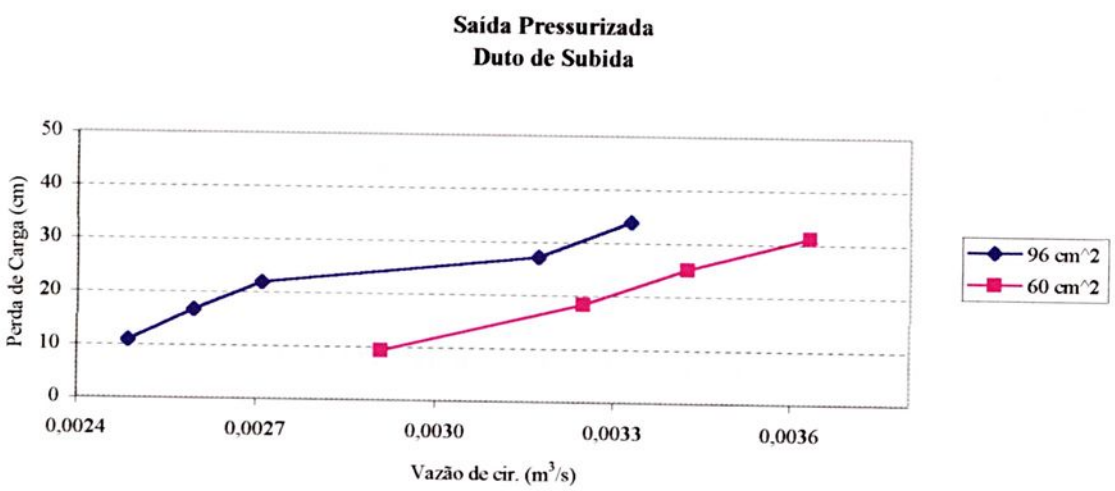


Figura 6.46 – Perda distribuída no duto de subida em função da vazão de circulação.

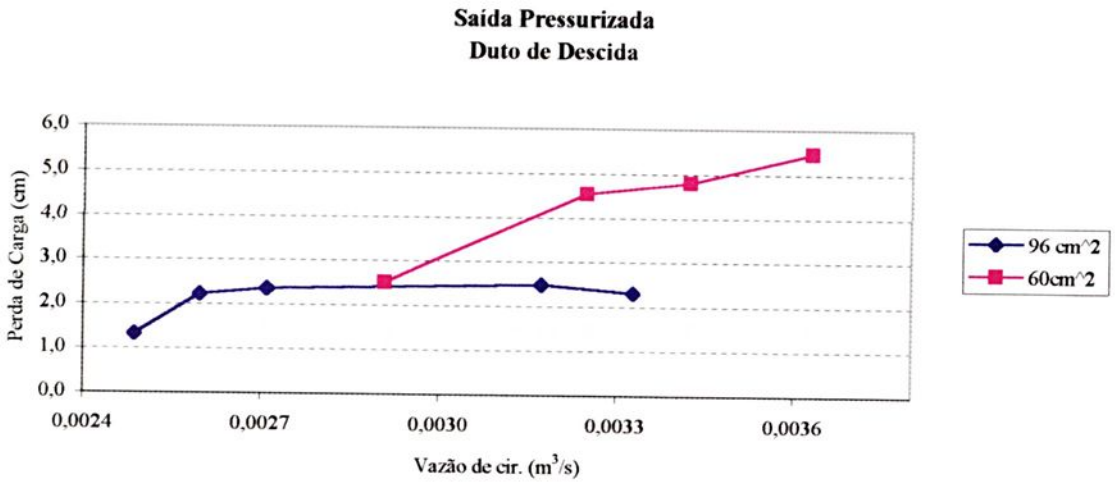


Figura 6.47 – Perda distribuída no duto de descida em função da vazão de circulação.

Em relação à perda de carga distribuída no duto de subida e descida como efeito da variação da abertura superior (figuras 6.46 e 6.47), repetiu-se o comportamento observado em relação à abertura inferior. As perdas distribuídas no duto de subida cresceram com o aumento da abertura superior e as perdas no duto de descida variaram menos em relação ao duto de subida.

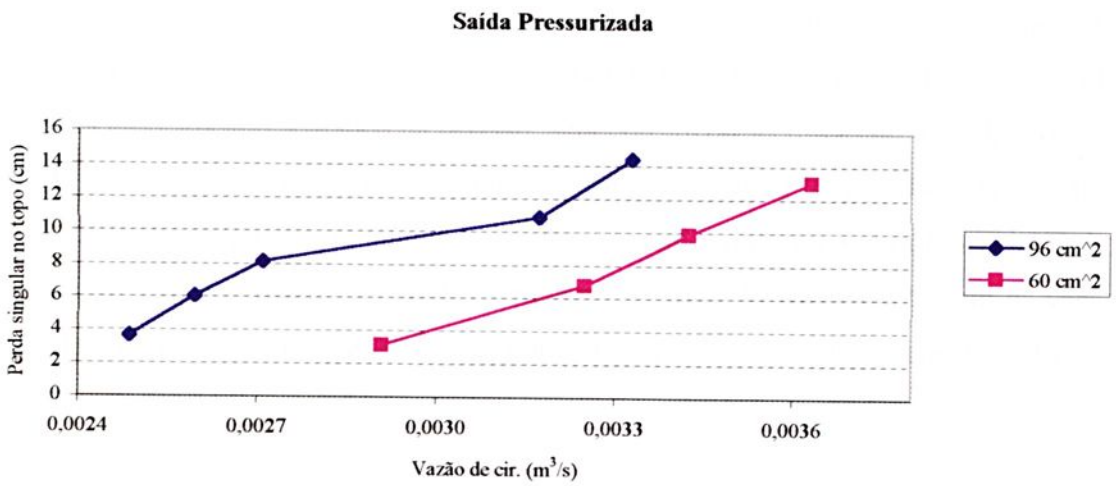


Figura 6.48 – Perda singular no topo em função da vazão de circulação.

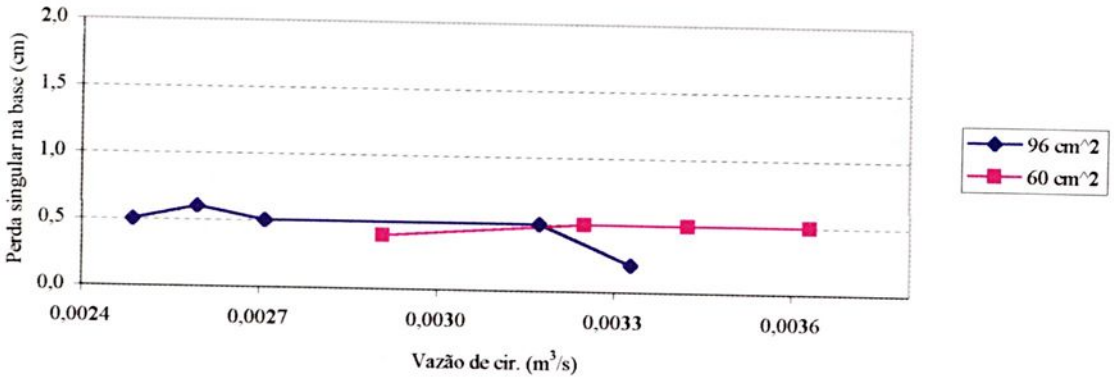


Figura 6.49 – Perda singular na base em função da vazão de circulação.

Para a figura 6.48, o comportamento da perda de carga no topo relacionado com a abertura superior também foi semelhante ao da abertura inferior. Mas na figura 6.49, o comportamento foi diferente, já que não houve variação de perda na base com o aumento da área de abertura superior. Para os resultados com saída livre o comportamento das perdas foi ligeiramente diferente, mas dentro do mesmo padrão já comentado.

Estão no anexo 9, os demais gráficos referentes à determinação da perda singular e distribuídas.

Para efeito de comparação das metodologias, foi empreendido também um cálculo das perdas levando em conta apenas a fase líquida na equação da energia, conforme utilizado na maioria dos modelos apresentados na revisão, sem considerar as trocas de trabalho com a fase gasosa. Para isso foram utilizadas as leituras obtidas com água limpa, abertura superior de 96 cm^2 e aberturas inferiores de 60 cm^2, 90 cm^2 e 120 cm^2, conforme indicado nas legendas.

A figura 6.50 apresenta as perdas singulares no topo do reator em função da vazão de ar. Os valores tomados como padrão correspondem às perdas calculadas considerando o gás e estão apresentados na figura 6.44.

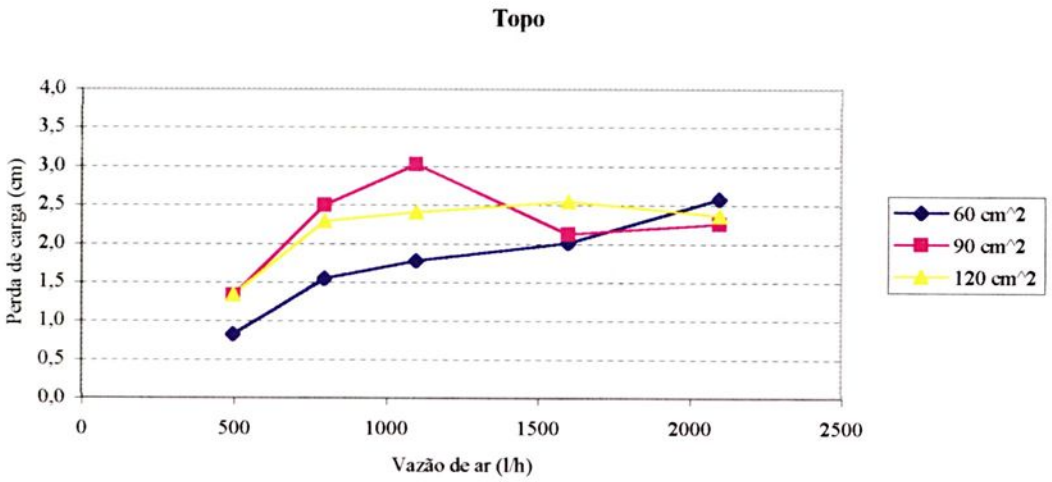


Figura 6.50 – Perda singular no topo em função da vazão de ar.

Para comparação entre os métodos apresenta-se a figura 6.51, contendo o erro em relação ao método adotado neste trabalho, que leva em conta o gás.

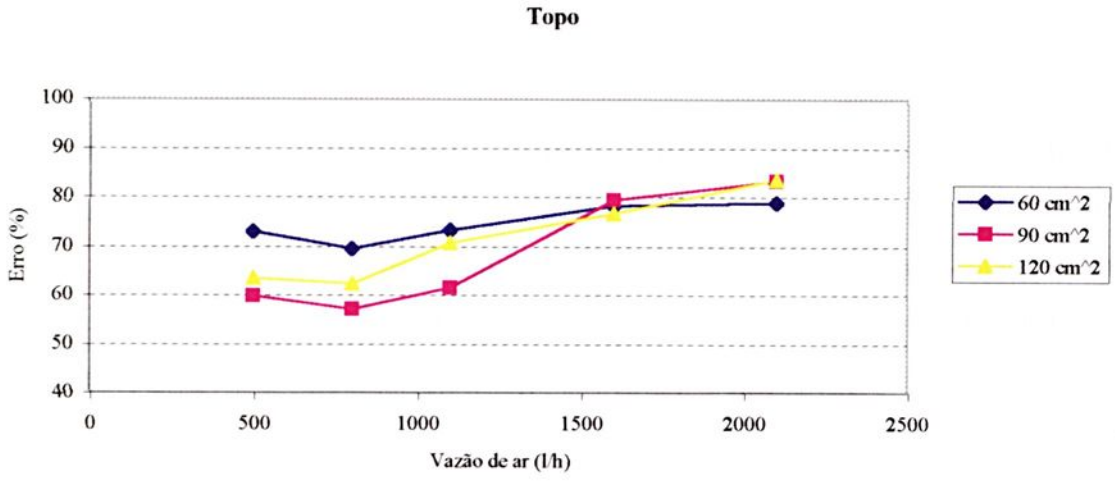


Figura 6.51 – Erro no cálculo de perda singular no topo apenas com a fase líquida.

O erro variou aproximadamente entre 60% e 80%. O erro cresce com a vazão de ar devido à maior presença de bolhas sendo carreadas com o aumento da vazão de ar.

Ressalta-se que os valores absolutos envolvidos são da ordem de 12 cm.

A figura 6.52 apresenta os valores da perda de carga distribuída ao longo do duto de subida.

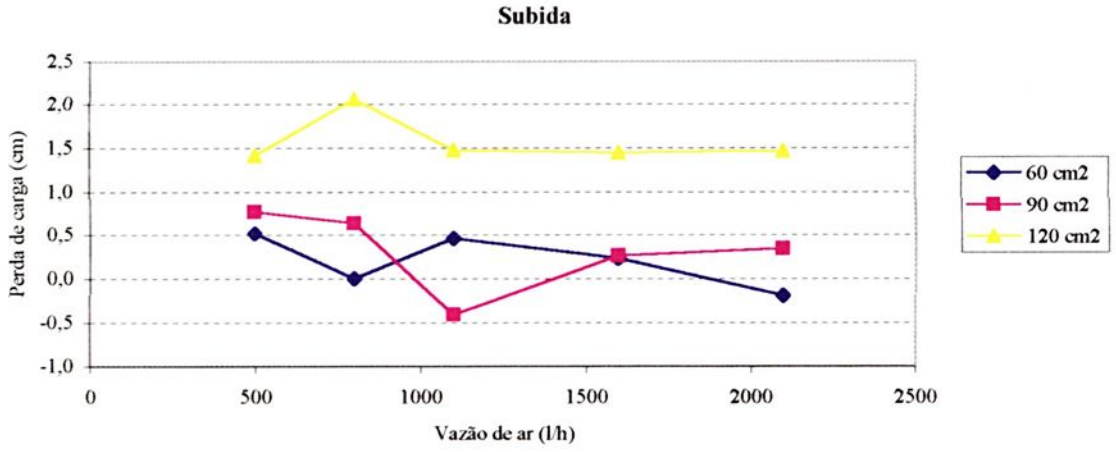


Figura 6.52 – Perda distribuída no duto de subida apenas com a fase líquida.

Observa-se que a presença de valores negativos indica problemas nas medições ou na metodologia de cálculo. Esses valores, indicando que a fase líquida praticamente não perdia energia ao escoar pelo reator, levaram à pesquisa da metodologia alternativa, posteriormente adotada como padrão neste trabalho, que considera globalmente a energia das fases líquida e gasosa.

Não foram feitas comparações entre as metodologias para perda de carga distribuída no duto de descida e perda singular na base devido o regime de operação nos experimentos ter sido o 2, portanto houve uma baixa vazão do gás no duto de descida e então não houve diferenças entre o método que considerava gás e líquido e o método que considerava apenas a fase líquida.

6.5- Comparação com resultados previstos nos modelos da literatura

Embora a maioria dos modelos apresentados na literatura, sendo alguns deles revistos no item 3.2, empreguem balanços de energia considerando apenas a parte líquida, com exceção de Merchuk e Berzin (1995), seus resultados em termos de coeficientes empíricos ou globais de perda de carga são considerados consistentes pela maioria dos autores na previsão das velocidades de circulação e da expansão do gás.

Assim, para avaliar o sucesso dos modelos baseados na idéia da diferença de densidade entre as colunas na previsão da velocidade de circulação, foi testado o modelo de Heijnen et al. (1997), que 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* (ver equação 3.7).

Para isso foram usados os dados obtidos com água limpa, abertura superior de 96 cm^2 e aberturas inferiores de 60cm^2, 90cm^2, 120cm^2, conforme indicado nas legendas.

A figura 6.53 apresenta as velocidades observadas e o valor previsto pelo modelo, considerando um coeficiente global de dissipação por atrito *Kat* = 1,7, ajustado visualmente.

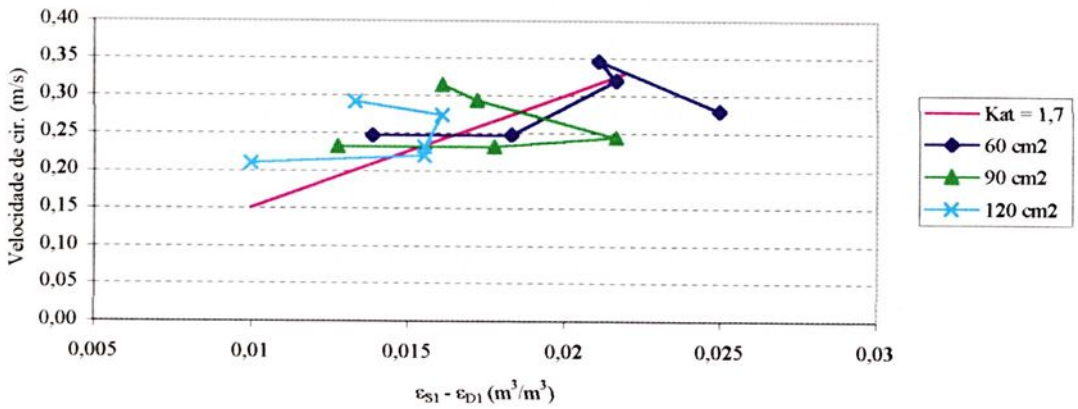


Figura 6.53 – Perda distribuída no duto de subida apenas com a fase líquida.

Observa-se que os dados experimentais não se ajustam a uma função da diferença entre as frações volumétricas, observando-se duas velocidades de circulação diferentes para dados valores das abcissas, principalmente para as aberturas de 90 e 120 cm^2. Apenas para a menor abertura pode-se vislumbrar uma possibilidade de adaptação ao modelo.

Outra relação adotada em praticamente todos os trabalhos revistos na literatura refere-se à relação de potência entre as velocidades de circulação e as velocidades superficiais do gás. A figura 6.54 apresenta um ajuste desse tipo para os dados de velocidade obtidos nas mesmas condições já referenciadas neste item.

unesp

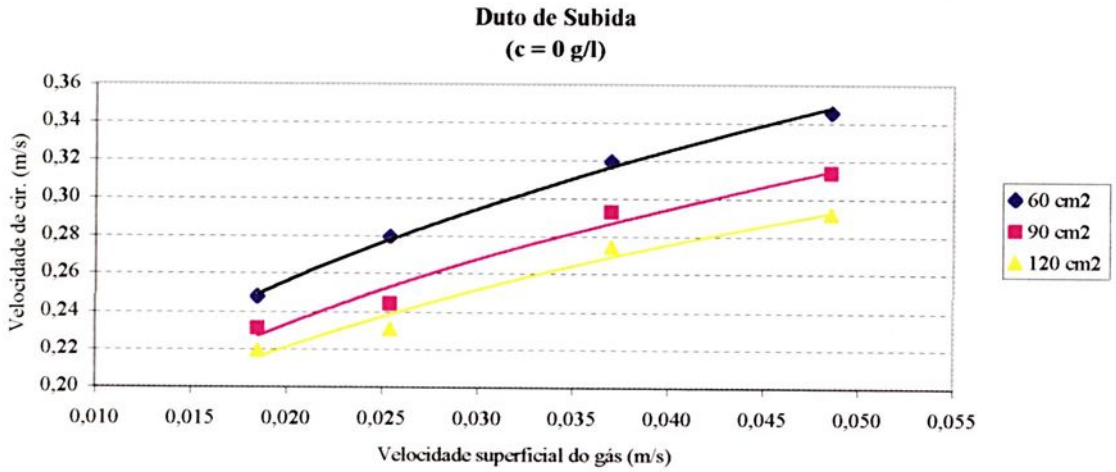


Figura 6.54 – Relação entre velocidades do líquido e do ar e curvas ajustadas por relação de potência.

As equações e coeficientes de regressão das curvas ajustadas da figura 6.54 são apresentadas na tabela 6.11. A equação ajustada segue a forma:

$$V_{L,SU} = C_1 V_{S,G}^{C2} \qquad 6.2$$

Tabela 6.11: Ajuste das curvas de velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

Área da abertura	C1	C2	R^2
60 cm^2	0,9952	0,3473	0,997
90 cm^2	0,8753	0,3383	0,9684
120 cm^2	0,7636	0,3169	0,9676

Existe também uma relação de potencia entre as frações volumétricas do gás e velocidade superficial do gás. Na figura 6.55 é apresentado o gráfico com o ajuste desse tipo para as frações volumétricas do gás.

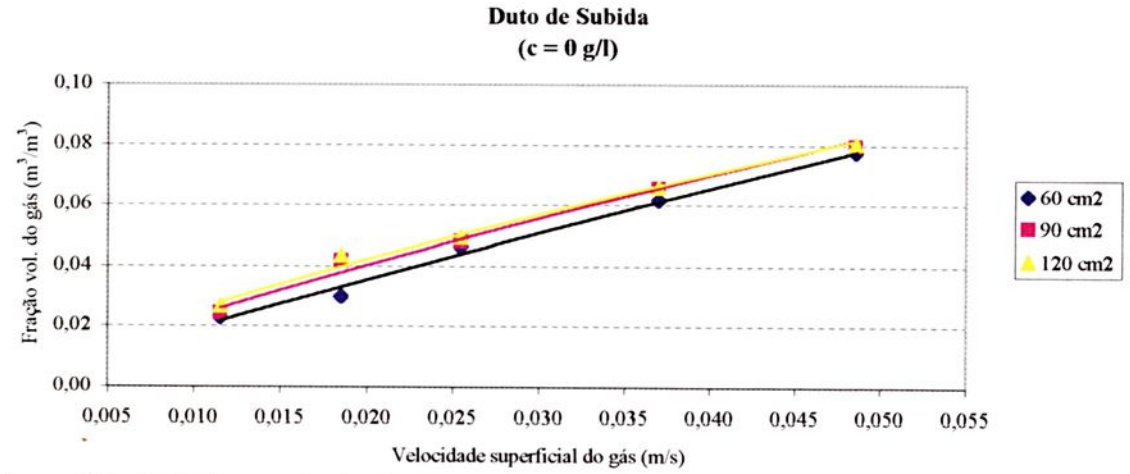


Figura 6.55 – Relação entre fração do gás e velocidade superficial do gás e curvas ajustadas por relação de potência.

As equações e coeficientes de regressão das curvas ajustadas da figura 6.55 são apresentadas na tabela 6.12. A equação ajustada segue a forma:

$$\varepsilon_{G,SU} = C_1 V_{S,G}^{C2} \qquad 6.3$$

Tabela 6.12: Ajuste das curvas de fração volumétrica do gás em função da velocidade superficial do gás.

Área da abertura	C1	C2	R^2
60 cm^2	1,1297	0,8848	0,9851
90 cm^2	0,9113	0,7984	0,983
120 cm^2	0,7741	0,7452	0,9846

Embora as correlações sejam elevadas, não existe ainda na literatura informações que permitam determinar os parâmetros "C1" e "C2" da regressão em função das características do reator e das propriedades do fluido. No caso específico das curvas da figura 6.54 e 6.55, regressões lineares apresentaram melhores coeficientes de correlação.

7- CONCLUSÃO

Os reatores aeróbios de leito fluidizado vem sendo apresentados em trabalhos recentes como alternativa tecnicamente viável para o tratamento de esgotos domésticos, necessitando, entretanto, de otimização e de padronização de metodologias de projeto, que dependem do desenvolvimento de modelos confiáveis e gerais que descrevam a hidrodinâmica de funcionamento.

As principais variáveis de um modelo hidrodinâmico dos reatores de leito fluidizado com circulação por jatos de ar, utilizados no tratamento aeróbio, são as velocidades do líquido e do gás e a expansão do leito. No estado atual do conhecimento é difícil modelar, ou prever o comportamento de um protótipo na fase de projeto, bem como alterar as condições de funcionamento de um reator, porque as três variáveis principais não são independentes uma da outra. A expansão do leito, que é função da vazão de gás e determina a velocidade de circulação, também é afetada pela velocidade de circulação, levando à necessidade de aumento da vazão de gás para manter a expansão.

A modelagem unidimensional correntemente empregada é baseada num balanço na fase líquida entre as forças indutoras e resistentes ao escoamento, assumindo-se que a força indutora é gerada pela diferença de conteúdo de gás entre as duas regiões do reator. As forças contrárias resultam das perdas de pressão distribuídas ao longo dos tubos de subida e descida e das perdas localizadas nas mudanças de direção, expansões e contrações do escoamento existentes no topo e na base.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

Nesse contexto foi desenvolvido neste trabalho um levantamento experimental em modelo de laboratório com o objetivo de investigar um reator de leito fluidizado com circulação por jatos de ar, com geometria da base retangular, visando a aplicação dos resultados no desenvolvimento de protótipos futuros para o tratamento aeróbio de esgoto e visando verificar a adequação de equações e modelos propostos na literatura para prever as principais variáveis hidrodinâmicas.

O trabalho concentrou-se na tentativa de identificar as perdas localizadas e distribuídas causadas por diferentes aberturas inferiores e superiores, buscando contribuir com informações para desenvolver estratégias de operação e controle dos reatores desse tipo.

Como contribuição inicial registra-se que foram testados com sucesso o equipamento e os programas de aquisição de dados desenvolvidos no âmbito do grupo de pesquisas sobre reatores aeróbios (GUARDIA FILHO, 2001), para determinação das velocidades de circulação e tempos de mistura dos reatores com injeção de traçadores.

As soluções construtivas adotadas no modelo experimental mostraram-se adequadas, permitindo fácil modificação das configurações geométricas e das relações entre áreas de subida e descida e variação da altura. Com isso o modelo ficará como contribuição ao grupo para a realização de trabalhos futuros, visto que as perspectivas de exploração experimental foram apenas iniciadas com o presente trabalho.

Com relação ao comportamento na retomada da operação após a parada do reator, verificou-se que são necessárias maiores vazões de ar para a suspensão inicial da areia do que as necessárias para manter a fluidização homogênea e que o aumento da área de circulação inferior facilitou a suspensão inicial, exigindo menores vazões de ar. Quanto à posição do borbulhador em relação ao fundo, verificou-se que tanto a suspensão inicial quanto a menor vazão para manter a fluidização homogênea ocorreu com o injetor posicionado a 10 cm do fundo.

Com relação à metodologia para a determinação das pressões e expansões baseada na leitura manual de piezômetros, observou-se que, à medida que aumentavam as vazões de ar, tornava-se difícil realizar leituras precisas devido às oscilações de nível. Esse fato recomenda a adoção, em trabalhos futuros, de sensores de pressão para as medições, efetuando-se uma média de leituras durante um certo período para filtrar as oscilações.

As frações volumétricas médias dos dutos de subida e descida apresentaram um crescimento aproximadamente linear com as vazões de ar, sendo pouco afetadas pela presença de areia, em concentrações de até 100 g/l, conforme se pode verificar, por exemplo pela figura 6.10.

unesp

As frações volumétricas da parte superior do reator, entre a tomada 4 e a superfície, foram, em todos os casos, maiores no duto de descida do que na subida. O conteúdo médio, entretanto, foi menor na descida.

A diferença entre as frações volumétricas médias nos dutos de subida e descida manteve-se aproximadamente constante (v. figura 6.12, tomada 1) para todas as vazões de ar, em contraste com a previsão de aumento com o quadrado da vazão previsto pela maioria dos modelos da literatura.

Com relação ao efeito da abertura inferior, verificou-se que tanto na subida quanto na descida as frações volumétricas de gás cresceram com o aumento da área inferior. Entretanto, com o aumento da área de circulação, diminuiu a diferença entre as frações volumétricas médias de ar, como pode ser visto nas figuras 6.7 e 6.8. Este efeito ocorreu principalmente devido ao aumento da quantidade de gás na descida, ao passo que as quantidades na subida foram menos afetadas pela variação da área inferior.

Como resultado sobre a velocidade de circulação, verificou-se que com o aumento da área de circulação inferior ocorreu uma diminuição das velocidades. Esperava-se inicialmente que as menores aberturas provocassem maiores perdas localizadas, diminuindo a velocidade de circulação. Essa expectativa era embasada por modelos da literatura, como por exemplo a equação 3.7 apresentada na revisão, devida a Heijnen et al. (1997), em que a velocidade de circulação varia de forma inversamente proporcional a um coeficiente global de perda de carga por atrito, denominado *Kat*.

Para uma determinada configuração do reator, verificou-se que as velocidades de circulação apresentaram uma relação aproximadamente linear em função da velocidade superficial do gás, conforme se pode verificar, por exemplo, nas figuras 6.14 e 6.16. Entretanto, a relação de potência defendida por vários autores na literatura também se ajusta bem aos dados, como exemplifica a figura 6.55.

Com relação à condição de saída livre ou pressurizada, não foram detectadas diferenças sensíveis sobre a expansão e sobre a velocidade de circulação em função da vazão de gás.

Com relação ao efeito da adição de areia, observou-se que, embora praticamente não fossem notados efeitos sobre as frações volumétricas resultantes, conforme já comentado, as velocidades de circulação diminuem sensivelmente com o acréscimo da concentração de sólidos. Isto pode ser observado, por exemplo, na figura 6.17.

O modelo de Heijnen et al. (1997), equação 3.7, não foi capaz de descrever as velocidades de circulação induzidas para o caso da água limpa. O modelo não pode ser

unesp

verificado para a presença de sólidos devido à ausência de dados sobre a concentração de sólidos nas diversas regiões do reator. Ressalta-se, portanto, para trabalhos futuros, a necessidade de obtenção da concentração, por retirada de amostras ou por medição indireta.

Com relação às perdas de carga, demonstrou-se neste trabalho que o balanço de energia considerando apenas a fase líquida levou a resultados errôneos, não explicando a diminuição de velocidade provocada pelo aumento da abertura inferior. Apenas a utilização do equacionamento proposto por Merchuk e Berzin (1995) que leva em conta a possibilidade de trocas de energia entre as fases líquida e gasosa proporcionou resultados coerentes com os efeitos globais observados sobre a velocidade de circulação.



8- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

COCKX, A., LINÉ, A., ROUSTAN, M., DO-QUANG, Z., LAZAROVA, V. Numerical simulation and physical modeling of the dydrodynamics in an air-lift internal loop reactor. *Chemical Engineering Science*, v.52, p.3787-93, 1997.

CAMARASA, E., CARVALHO, E., MELEIRO, L. A. C., MARCIEL FILHO, R., DOMINGUES, A., WILD, G., PONCIN, S., MIDOUX, N., BOUILLARD, J. Development of a complete model for an air-lift reactor. *Chemical Engineering Science*, v.56, p.493-502, 2001.

COUVERT, A., ROUSTAN, M., CHATELLIER, P. Two-phase hydrodynamic study of a rectangular air-lift loop reactor with an internal baffle. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5245-52, 1999.

COUVERT, A., BASTOUL, D., ROUSTAN, M., LINE, A, CHATELLIER, P. Prediction of liquid velocity and gas hold-up in rectangular air-lift reactors of different scales. *Chemical Engineering and Processing*, v.40, p.113-9, 2001.

DALL'AGLIO SOBRINHO, M. *Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto doméstico*. Ilha Solteira, 2000. 112p. Relatório final (Saneamento Ambiental) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

DALL'AGLIO SOBRINHO, M., GEBARA, D., MILANEZ, D. H. E., RUGGERI JUNIOR, 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

GUARDIA FILHO, L. E. *Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR*. Ilha Solteira, 2001. 67p. Relatório Final de bolsa PIBIC-CNPq período 2000/2001 – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

HEIJNEN, J. et al. Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor. *Water Science Technology,* v. 27, p.253-261, 1993.

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.2527-39, 1997.

KORPIJARVI, J., OINAS, P., REUNANEN, J. Hydrodynamics and mass transfer in an airlift reactor. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.2255-62, 1999.

LEVENSPIEL, O. e KUNII, D. Fluidization Engineering. Ed. Butterworth-Heinemann, Stoneham, MA, 2nd. Ed., 1991.

LU, X., DING, J., WANG, Y., SHI, J. Comparison of the hydrodynamics and mass transfer characteristics of a modified square airlift reactor with common airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.55, p.2257-63, 2000.

MERCHUK, J. C., BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.50, p.2225-33, 1995.

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

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

9- BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

BAUER, M., EIGENBERGER, G. A concept for multi-scale modeling of bubble columns and loop reactors. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5109-17, 1999.

CARMELLO, D., GARROD, D. B., PARDOCCHI, M., IOPPI, M., FOSCOLO, P. U. Horizontal gas mixing in the distributor region of a fluidised bed reactor. *Chemical Engineering Journal*, v.76, p.153-8, 2000.

GEBARA, D., DALL'AGLIO SOBRINHO, M., RUGGERI JUNIOR, H. C., MILANEZ, D. H. E., HERNANDES, T. N. Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. In: Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, 21, João Pessoa, 2001. Anais CD-ROM do 21 congresso de engenharia sanitária e ambiental - Rio de Janeiro: ABES, 2001. II-154, 6p.

HEIJNEN, J., et al. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors. *Chemical Engineering Technology*, v.13, p. 202-208, 1990.

HARI, M., TAN, R. B. H. Mixing in circulating flows. *Chemical Engineering journal*, v.73 p.29-35, 1999.

KOJIMA, H., SAWAI, J., UCHINO, H., ICHIGE, T. Liquid circulation and critical gas velocity in slurry bubble column with short size draft tube. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5181-5, 1999.

KRISHNA, R., ELLENBERGER, J., MARETTO, C. Flow regime transition in bubble columns. *Elsevier Science Ltd*, v.26, p.467-75, 1999.

LETZEL, M., STANKIEWICZ, A. Gas hold-up and mass transfer in gas-lift reactor operated at elevated pressures. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5153-7, 1999.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

LEFEBVRE, S., GUY, C. Characterization of bubble column hydrodynamics with local measurements. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.4895-902, 1999.

LI, H., PRAKASH, A. Analysis of bubble dynamics and local hydrodynamics based on instantaneous heat transfer measurements in a slurry bubble column. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5265-71, 1999.

LIU, H., CHEN, B., LI, C. Identification of hydrodynamic similarity in risers of circulating fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, v.55, p.2741-44, 2000.

OREJAS, J. A. Modelling and simulation of a bubble-column reactor with external loop: application to the direct chlorination of ethylene. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5299-309, 1999.

SPERLING, M. V. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: princípios básicos do tratamento de esgotos. 2 ed. Belo Horizonte: DESA - Universidade Federal de Minas Gerais, v.2, 1997. 211p.

XU, G., NOMURA, K., NAKAGAWA, N., KATO, K. Hydrodynamic dependence on riser diameter for different particles in circulating fluidized beds. *Powder Techonology*, v.113, p.80-7, 2000.

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

ANEXO 1

Dados obtidos dos ensaios de expansão do leito, velocidade de circulação do líquido e fluidização mínima

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 11 12 13 14 15 16 17 18

Dados obtidos dos ensaios de expansão do leito

Área de abertura inferior igual a 60 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.1: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão (l/h)	Cota da superf. (cm)	Cota no piezômetro (cm)							
		S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Concentração : 0 g/l									
500	272,3	267,0	268,7	267,4	268,7	268,6	269,0	270,0	269,2
800	274,0	267,0	268,8	267,6	268,7	269,5	269,3	271,6	270,1
1100	277,5	266,5	268,7	268,0	269,2	270,6	270,1	273,2	271,5
1600	281,8	266,9	268,8	268,8	269,8	272,3	271,6	276,2	274,3
2100	286,0	266,9	269,0	269,5	269,9	274,0	272,4	279,1	276,7
Concentração : 60 g/l									
800	272,9	273,5	276,3	272,6	274,8	272,5	273,6	272,4	272,3
1100	277,5	273,6	276,5	273,2	275,3	273,3	274,8	274,4	274,0
1300	278,4	273,6	276,5	273,6	275,5	273,9	275,2	274,4	274,8
1600	281,2	273,6	276,5	273,7	276,0	275,4	276,1	277,0	276,4
2100	285,0	273,6	276,5	274,1	275,9	276,9	276,4	279,3	278,3
2600	287,0	273,6	276,5	274,4	276,1	277,5	276,6	279,6	278,9
Concentração : 80 g/l									
1500	279,7	275,4	278,8	274,6	277,1	275,5	275,6	276,1	275,0
1800	282,0	275,1	278,8	275,3	277,3	276,2	276,4	277,4	276,0
2200	284,4	275,2	279,1	276,1	277,3	277,1	277,1	279,2	277,5
2500	286,8	275,4	279,0	276,1	277,3	277,8	277,1	280,2	278,2
2800	288,5	275,5	279,0	276,9	278,0	278,6	277,7	281,6	279,6
Concentração : 100 g/l									
1500	278,8	277,7	281,5	276,4	279,0	275,9	277,8	276,0	274,8
1800	281,8	277,4	281,5	276,7	279,2	276,8	277,0	277,1	275,5
2000	282,1	277,6	281,7	276,7	279,3	277,2	277,2	277,6	276,0
2200	283,4	277,7	281,6	277,2	279,2	277,8	277,4	278,9	276,9
2500	285,0	277,5	281,7	277,9	279,5	278,7	277,9	279,9	277,8
2900	288,2	277,9	282,0	277,4	279,5	279,1	277,6	280,8	278,7



Área de abertura inferior igual a 90 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.2: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão	Cota da	Cota no piezômetro (cm)							
(l/h)	superf. (cm)	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Concentração : 0 g/l									
500	273,7	268,0	269,0	268,5	269,0	270,0	269,2	271,0	269,7
800	277,9	268,0	268,8	269,4	269,1	271,7	269,9	273,8	271,4
1100	279,5	268,0	269,0	269,9	269,4	272,4	270,7	275,8	272,9
1600	284,0	268,0	269,1	270,9	270,4	274,0	272,7	277,9	275,9
2100	287,9	268,2	269,0	271,4	270,7	275,7	274,3	280,2	278,1
Concentração : 60 g/l									
800	275,3	272,1	274,4	271,7	273,3	272,0	272,5	272,2	271,7
1100	277,7	272,1	274,6	272,3	273,7	272,7	273,0	273,8	272,7
1300	279,6	272,2	274,7	272,5	273,1	273,5	273,1	274,9	273,1
1600	282,2	272,2	274,8	273,5	274,3	275,3	274,4	276,9	275,2
2100	287,6	271,7	274,6	274,1	274,6	276,7	276,3	279,7	277,4
2600	291,0	271,9	274,7	274,5	274,8	277,8	277,2	281,9	279,9
Concentração : 80 g/l									
1200	277,8	275,2	278,4	274,5	276,5	274,2	274,8	274,3	273,2
1500	280,0	275,4	278,5	274,9	276,7	274,8	275,0	275,5	273,6
1800	282,2	275,5	278,5	275,5	276,9	276,2	275,2	277,1	274,4
2200	285,1	275,3	278,7	275,8	277,0	276,6	275,8	278,9	276,0
2500	288,0	275,3	278,6	276,7	277,1	278,3	276,8	280,9	277,4
2800	290,0	275,1	278,5	276,9	277,4	278,7	277,3	281,7	278,9
Concentração : 100 g/l									
1500	280,1	276,8	280,5	275,9	278,5	275,6	276,5	275,5	274,6
1800	282,3	276,9	280,7	276,5	278,7	276,5	276,8	277,0	275,3
2000	283,4	277,1	280,8	277,0	278,7	277,3	277,0	278,0	275,9
2200	284,5	277,0	280,8	276,9	278,8	277,9	277,3	278,5	276,7
2500	287,0	277,0	281,0	277,5	279,1	278,4	278,1	280,3	277,9
2900	289,6	277,1	281,0	278,1	279,2	279,6	278,2	281,8	279,2



Área de abertura inferior igual a 120 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.3: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão (l/h)	Cota da superf. (cm)	Cota no piezômetro (cm)							
		S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Concentração : 0 g/l									
500	273,6	267,4	267,9	268,0	268,0	269,2	268,4	270,1	268,8
800	277,7	267,4	268,0	268,5	268,2	270,2	268,8	272,1	269,9
1100	279,2	267,4	267,9	268,9	268,3	271,1	269,0	273,6	271,3
1600	283,4	267,4	267,9	269,7	268,6	272,2	270,9	276,2	273,8
2100	287,5	267,6	267,8	270,7	268,9	274,7	272,1	278,7	276,5
Concentração : 60 g/l									
800	274,7	270,8	273,0	270,5	272,1	271,1	271,4	271,3	270,7
1100	277,8	270,9	273,1	271,3	272,3	272,1	271,8	273,2	271,6
1300	279,5	271,0	273,1	271,5	272,4	272,8	272,0	274,2	272,4
1600	281,8	271,2	273,2	271,4	272,2	274,0	271,9	275,9	272,8
2100	286,5	270,9	273,2	272,5	272,6	275,6	273,4	278,2	275,9
2600	290,7	270,9	273,0	273,2	272,6	276,8	273,4	280,1	277,6
Concentração : 80 g/l									
1200	276,8	273,6	276,3	273,1	274,6	273,1	273,3	272,9	271,5
1500	279,4	273,5	276,4	273,5	274,7	273,7	273,4	274,9	271,8
1800	281,1	273,6	276,3	273,6	274,7	274,3	273,6	275,9	272,9
2200	283,7	273,8	276,5	274,5	275,1	275,4	274,2	277,6	274,7
2500	286,5	273,7	276,5	274,9	275,2	276,7	274,5	278,5	275,7
2800	288,7	273,7	276,5	274,7	275,6	277,9	275,7	280,4	277,2
Concentração : 100 g/l									
1500	279,5	275,3	278,3	273,8	276,3	274,7	274,6	275,0	272,6
1800	282,0	275,5	278,5	274,8	276,3	275,4	274,8	276,0	273,5
2000	283,3	275,5	278,4	275,0	276,4	275,6	274,8	276,9	273,8
2200	284,2	275,4	278,5	275,4	276,5	276,5	274,9	278,2	275,2
2500	286,2	275,4	278,6	275,7	276,7	277,6	275,5	279,5	276,1
2900	289,4	275,5	278,7	276,0	276,5	278,3	275,8	280,7	277,1

unesp

Área de abertura superior igual a 96 cm^2 e inferior igual a 120 cm^2

Tabela I.4: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão	Cota da	Cota no piezômetro (cm)							
(l/h)	superf. (cm)	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Saída pressurizada									
500	273,6	267,4	267,9	268,0	268,0	269,2	268,4	270,1	268,8
800	277,7	267,4	268,0	268,5	268,2	270,2	268,8	272,1	269,9
1100	279,2	267,4	267,9	268,9	268,3	271,1	269,0	273,6	271,3
1600	283,4	267,4	267,9	269,7	268,6	272,2	270,9	276,2	273,8
2100	287,5	267,6	267,8	270,7	268,9	274,7	272,1	278,7	276,5
Saída livre									
500	266,0	259,5	259,7	260,4	259,8	261,9	259,8	263,2	260,0
800	268,0	259,3	259,7	260,8	259,9	262,6	260,2	264,8	261,5
1100	270,5	259,2	259,6	260,9	259,9	263,3	261,0	266,0	263,2
1600	275,2	259,1	259,7	261,6	260,1	264,8	262,5	268,0	265,4
2100	279,5	259,1	259,8	262,4	260,6	266,2	263,6	270,9	267,9

Área de abertura superior igual a 60 cm^2 e inferior igual a 120 cm^2

Tabela I.5: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

Vazão	Cota da superf. (cm)		Cota no piezômetro (cm)							
(l/h)	S	D	S1	D1	S2	D2	S3	D3	S4	D4
Saída pressurizada										
500	273,7	272,0	267,3	267,7	267,9	267,8	269,3	268,0	270,6	268,1
800	276,0	274,0	267,3	267,8	268,7	268,0	270,5	268,3	272,6	268,8
1100	279,5	276,0	267,3	267,8	269,1	268,0	271,4	268,5	274,0	269,5
1600	282,9	278,6	267,3	267,8	269,7	268,1	272,5	269,2	276,3	271,6
2100	286,6	282,7	267,3	267,8	270,1	268,3	274,4	270,0	278,7	273,4
Saída livre										
500	266,8	263,2	259,6	259,9	260,7	259,8	262,3	259,9	264,1	260,0
800	267,7	265,0	259,5	259,8	260,6	260,0	262,8	260,1	264,7	260,5
1100	269,6	267,6	259,3	259,8	261,0	260,0	263,4	260,4	265,8	261,2
1600	272,9	271,3	259,2	259,9	261,6	260,4	264,3	261,4	267,7	263,5
2100	276,2	274,0	259,1	259,9	262,1	260,6	265,7	261,9	270,1	264,6



Dados obtidos dos ensaios de velocidade de circulação

Área de abertura inferior igual a 60 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.6: Resultados obtidos com o ensaio de velocidade de circulação.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Concentração : 0 g/l						
500	21,4	0,012	0,19	0,0029	0,25	0,0029
800	21,2	0,019	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1100	20,4	0,025	0,22	0,0032	0,28	0,0032
1600	19,6	0,037	0,25	0,0036	0,32	0,0036
2100	18,6	0,049	0,27	0,0039	0,35	0,0039
Concentração : 60 g/l						
800	24,6	0,019	0,15	0,0023	0,19	0,0023
1100	21,4	0,025	0,19	0,0029	0,24	0,0029
1300	20,8	0,030	0,21	0,0030	0,26	0,0030
1600	20,6	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,0	0,049	0,25	0,0036	0,32	0,0036
2600	19,8	0,060	0,29	0,0042	0,37	0,0042
Concentração : 80 g/l						
1500	22,6	0,035	0,18	0,0027	0,24	0,0027
1800	22,0	0,042	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2200	21,8	0,051	0,23	0,0034	0,30	0,0034
2500	21,2	0,058	0,25	0,0036	0,32	0,0036
2800	20,8	0,065	0,27	0,0038	0,35	0,0038
Concentração : 100 g/l						
1500	25,0	0,035	0,18	0,0027	0,24	0,0027
1800	22,8	0,042	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2000	22,4	0,046	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2200	22,0	0,051	0,21	0,0030	0,27	0,0030
2500	21,6	0,058	0,21	0,0030	0,27	0,0030
2900	20,8	0,067	0,23	0,0034	0,30	0,0034



Área de abertura inferior igual a 90 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.7: Resultados obtidos com o ensaio de velocidade de circulação.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Concentração : 0 g/l						
500	22,2	0,012	0,18	0,0028	0,23	0,0028
800	21,6	0,019	0,18	0,0027	0,23	0,0027
1100	21,4	0,025	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1600	21,0	0,037	0,23	0,0034	0,30	0,0034
2100	20,6	0,049	0,25	0,0036	0,32	0,0036
Concentração : 60 g/l						
800	24,2	0,019	0,17	0,0024	0,21	0,0024
1100	22,8	0,025	0,17	0,0024	0,21	0,0024
1300	22,0	0,030	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1600	21,4	0,037	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2100	20,6	0,049	0,21	0,0029	0,27	0,0029
2600	20,4	0,060	0,25	0,0035	0,32	0,0035
Concentração : 80 g/l						
1200	24,0	0,028	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1500	22,6	0,035	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1800	22,4	0,042	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2200	22,2	0,051	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2500	21,6	0,058	0,23	0,0034	0,30	0,0034
2800	21,2	0,065	0,23	0,0033	0,30	0,0033
Concentração : 100 g/l						
1500	24,6	0,035	0,17	0,0024	0,21	0,0024
1800	23,4	0,042	0,18	0,0026	0,23	0,0026
2000	23,0	0,046	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2200	22,6	0,051	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2500	22,0	0,058	0,21	0,0030	0,27	0,0030
2900	21,8	0,067	0,22	0,0031	0,28	0,0031

unesp

Área de abertura inferior igual a 120 cm^2

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.8: Resultados obtidos com o ensaio de velocidade de circulação.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Concentração : 0 g/l						
500	22,6	0,012	0,17	0,0025	0,21	0,0025
800	21,8	0,019	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1100	21,4	0,025	0,18	0,0027	0,23	0,0027
1600	21,4	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,8	0,049	0,23	0,0033	0,30	0,0033
Concentração : 60 g/l						
800	24,4	0,019	0,15	0,0021	0,19	0,0021
1100	23,2	0,025	0,15	0,0022	0,19	0,0022
1300	22,4	0,030	0,17	0,0024	0,21	0,0024
1600	21,6	0,037	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2100	21,2	0,049	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2600	21,0	0,060	0,23	0,0033	0,30	0,0033
Concentração : 80 g/l						
1200	22,6	0,028	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1500	23,0	0,035	0,17	0,0024	0,22	0,0024
1800	22,6	0,042	0,18	0,0026	0,23	0,0026
2200	22,2	0,051	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2500	21,8	0,058	0,21	0,0030	0,27	0,0030
2800	21,2	0,065	0,21	0,0029	0,27	0,0029
Concentração : 100 g/l						
1500	23,2	0,035	0,18	0,0026	0,23	0,0026
1800	23,8	0,042	0,17	0,0024	0,21	0,0024
2000	23,0	0,046	0,18	0,0025	0,23	0,0025
2200	22,6	0,051	0,18	0,0027	0,24	0,0027
2500	22,4	0,058	0,19	0,0028	0,25	0,0028
2900	22,0	0,067	0,21	0,0029	0,27	0,0029



Área de abertura superior igual a 96 cm^2 e inferior igual a 120 cm^2

Tabela I.9: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Velocidade de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Velocidade de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Saída pressurizada						
500	22,6	0,012	0,17	0,0025	0,21	0,0025
800	21,8	0,019	0,18	0,0026	0,22	0,0026
1100	21,4	0,025	0,18	0,0027	0,23	0,0027
1600	21,4	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,8	0,049	0,23	0,0033	0,30	0,0033
Saída livre						
500	22,4	0,012	0,18	0,0026	0,22	0,0026
800	21,6	0,019	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1100	21,2	0,025	0,19	0,0029	0,25	0,0029
1600	21,2	0,037	0,22	0,0032	0,28	0,0032
2100	20,6	0,049	0,23	0,0033	0,30	0,0033

Área de abertura superior igual a 60 cm^2 e inferior igual a 120 cm^2

Tabela I.10: Dados referentes ao ensaio de expansão do leito.

			Duto de Descida		Duto de Subida	
Vazão (l/h)	**Tempo de circulação (s)**	**Veloc. superf. do gás (m/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**	**Veloc. de cir. (m/s)**	**Vazão de cir. (m^3/s)**
Saída pressurizada						
500	22,2	0,012	0,19	0,0029	0,25	0,0029
800	21,6	0,019	0,21	0,0033	0,28	0,0033
1100	21,4	0,025	0,22	0,0033	0,28	0,0033
1600	21,2	0,037	0,23	0,0034	0,30	0,0034
2100	20,4	0,049	0,25	0,0036	0,32	0,0036
Saída livre						
500	22,4	0,012	0,18	0,0028	0,24	0,0028
800	21,4	0,019	0,21	0,0026	0,22	0,0026
1100	21,0	0,025	0,22	0,0033	0,28	0,0033
1600	20,6	0,037	0,25	0,0037	0,32	0,0037
2100	20,0	0,049	0,29	0,0043	0,38	0,0043



Dados obtidos dos ensaios de fluidização mínima

Área de abertura superior igual a 96 cm^2

Tabela I.11: Resultados obtidos com o ensaio de fluidização mínima.

Área da abert. inferior (cm^2)	Concentração de areia (g/l)	Cota do injetor (cm)	Vazão de partida (l/h)	Vazão mínima de circulação (l/h)
60	60	10	750	500
60	80	10	1350	700
60	100	10	2850	900
90	60	10	600	500
90	80	10	1300	750
90	100	10	2000	950
120	60	10	500	400
120	80	10	1100	600
120	100	10	1600	800
60	60	15	800	550
60	80	15	1400	850
60	100	15	2900	1050
90	60	15	600	500
90	80	15	1400	800
90	100	15	2100	1000
120	60	15	500	400
120	80	15	1100	700
120	100	15	1700	900
60	60	30	800	500
60	80	30	1500	800
60	100	30	3500	1000
90	60	30	600	500
90	80	30	1700	900
90	100	30	2400	1000
120	60	30	500	450
120	80	30	1100	750
120	100	30	2100	950

unesp

ANEXO 2

Figuras contendo gráficos com a 1ª situação
(Área de abertura inferior de 60 cm^2 e superior de 96 cm^2)

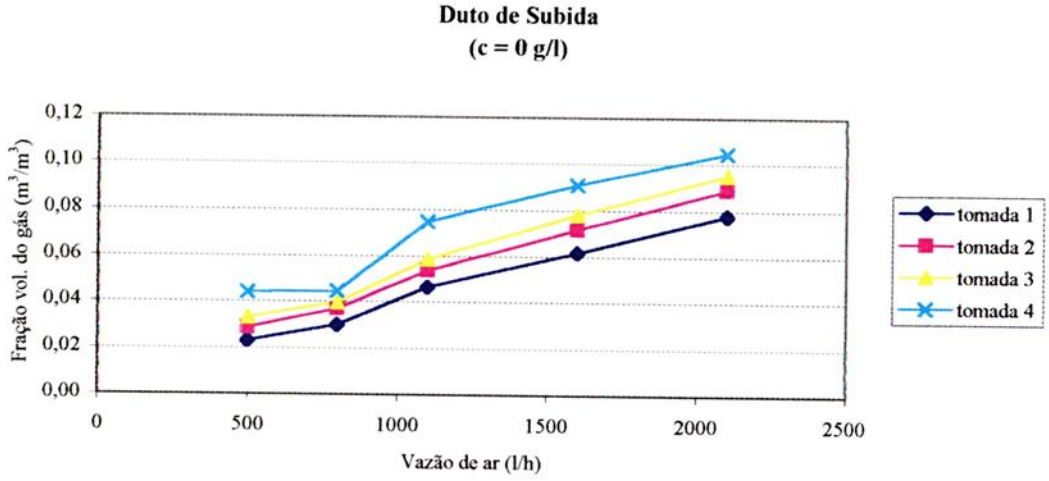


Figura I.1 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

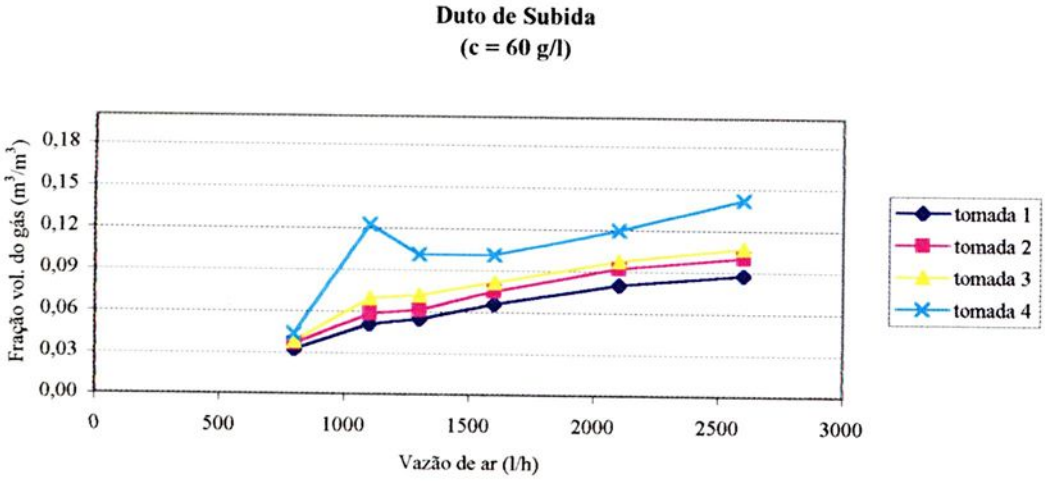


Figura I.2 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

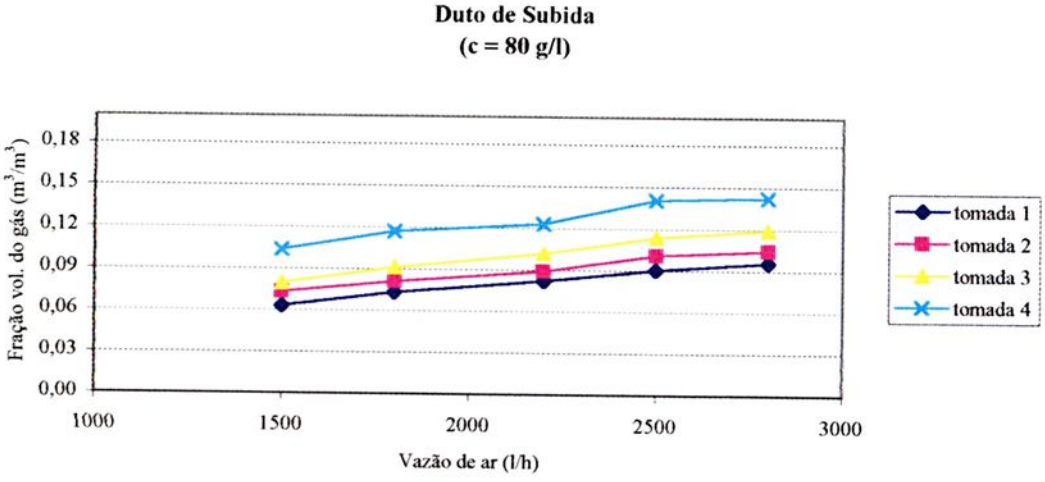


Figura I.3 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(c = 100 g/l)

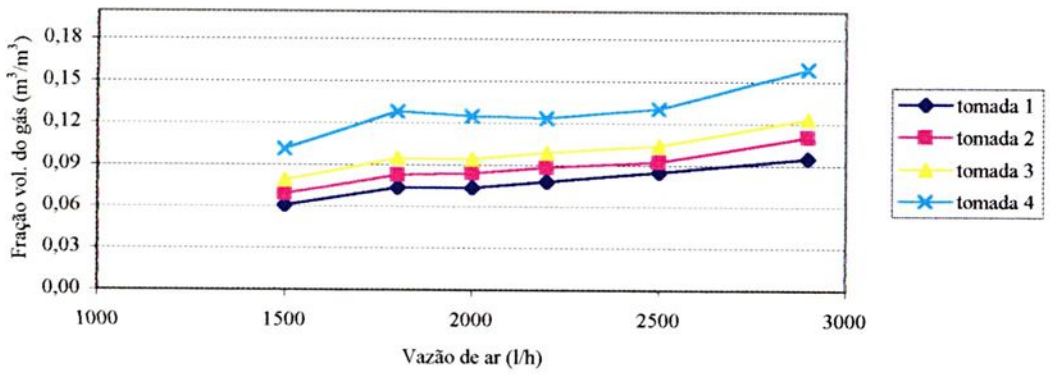


Figura I.4 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 0 g/l)

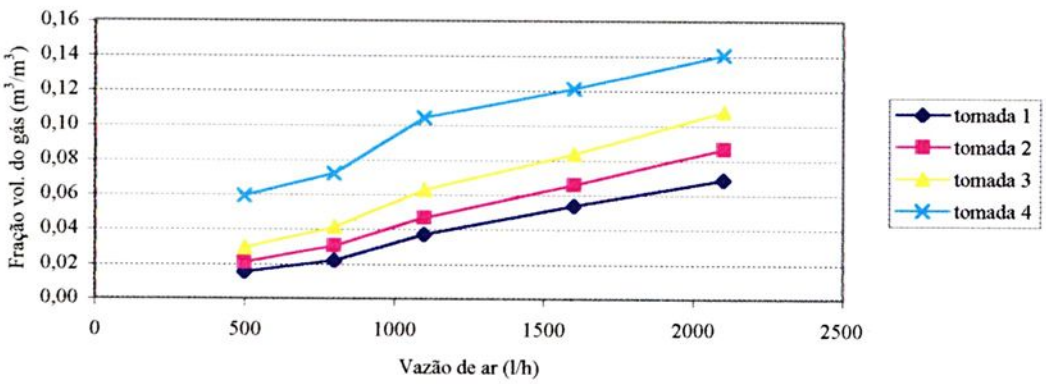


Figura I.5 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 60 g/l)

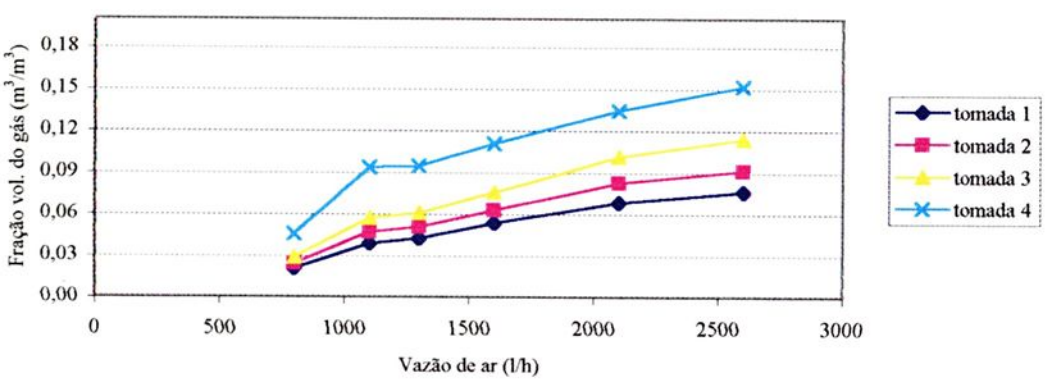


Figura I.6 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

unesp

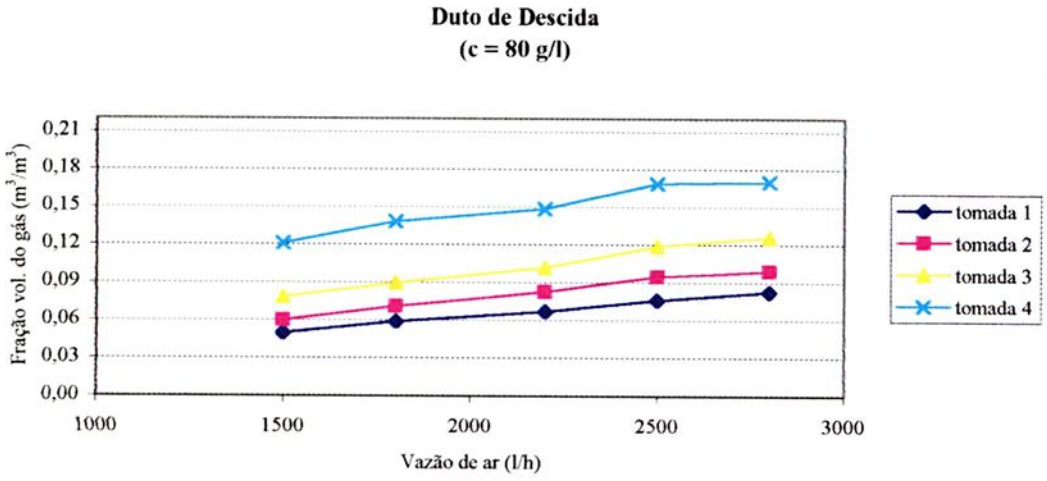


Figura I.7 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

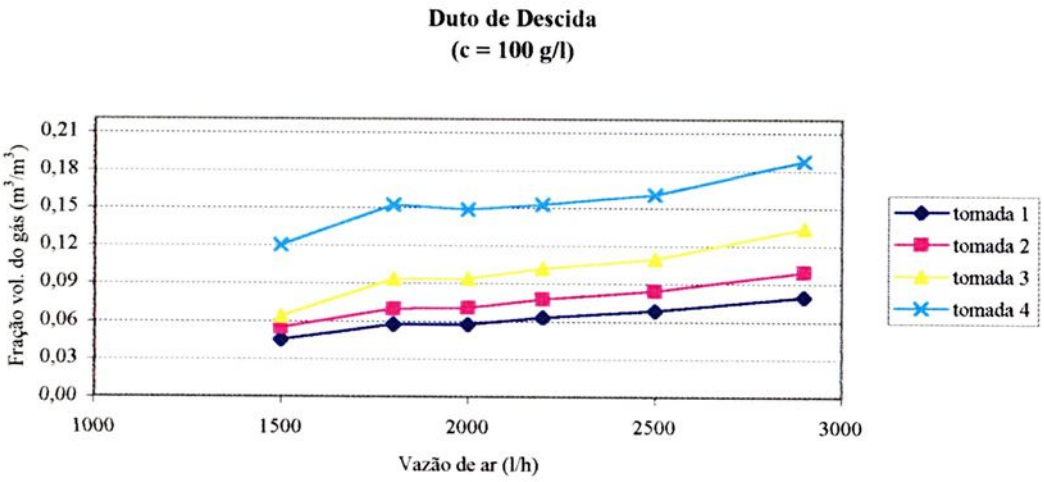


Figura I.8 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

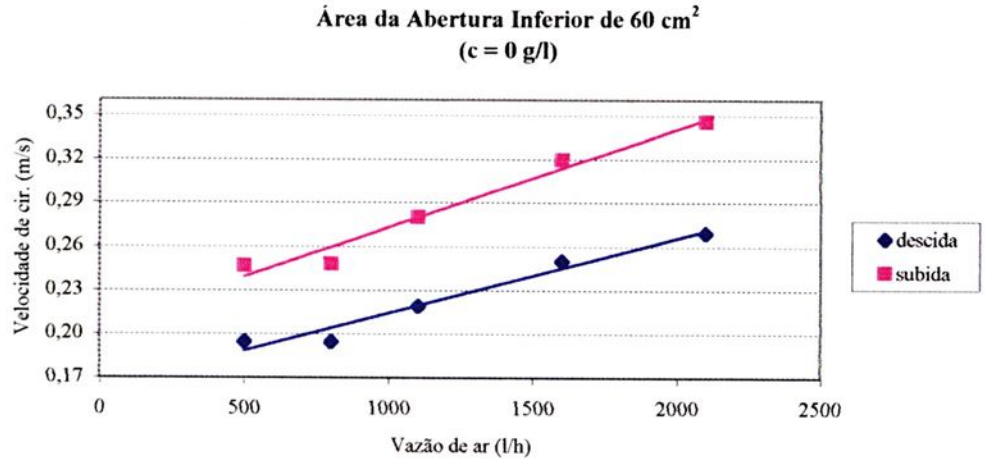


Figura I.9 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

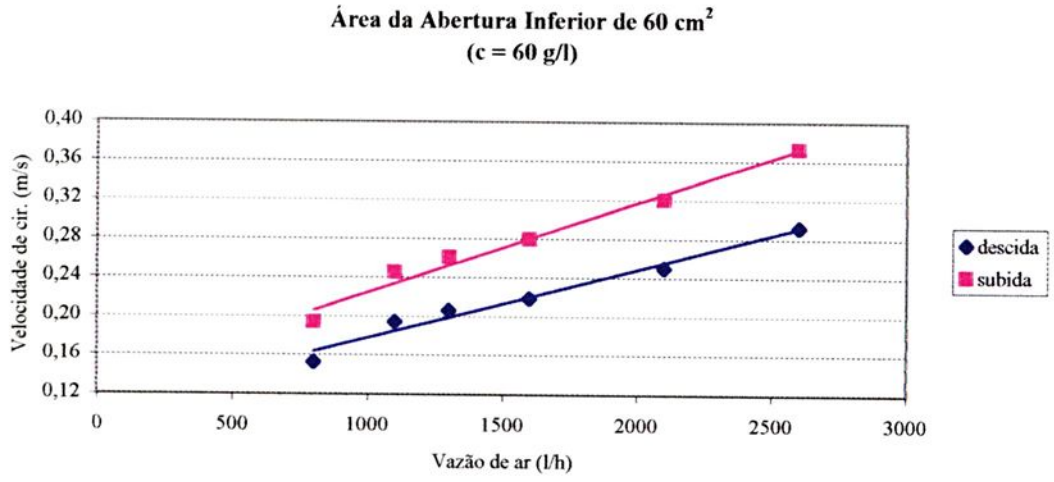


Figura I.10 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

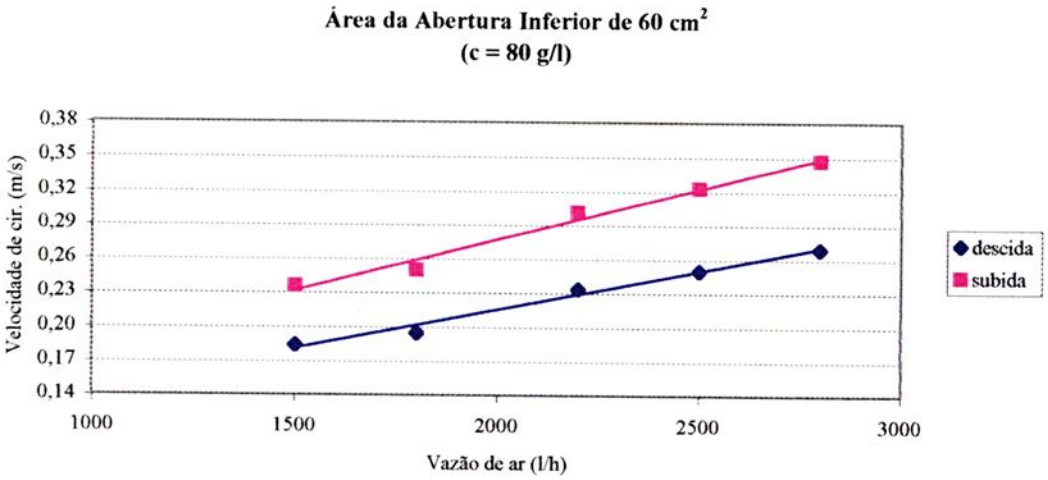


Figura I.11 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

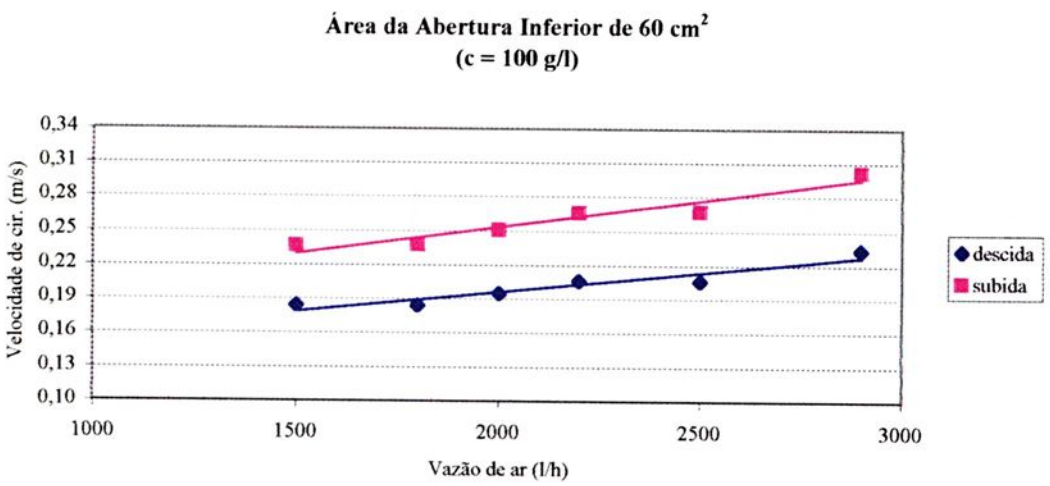


Figura I.12 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

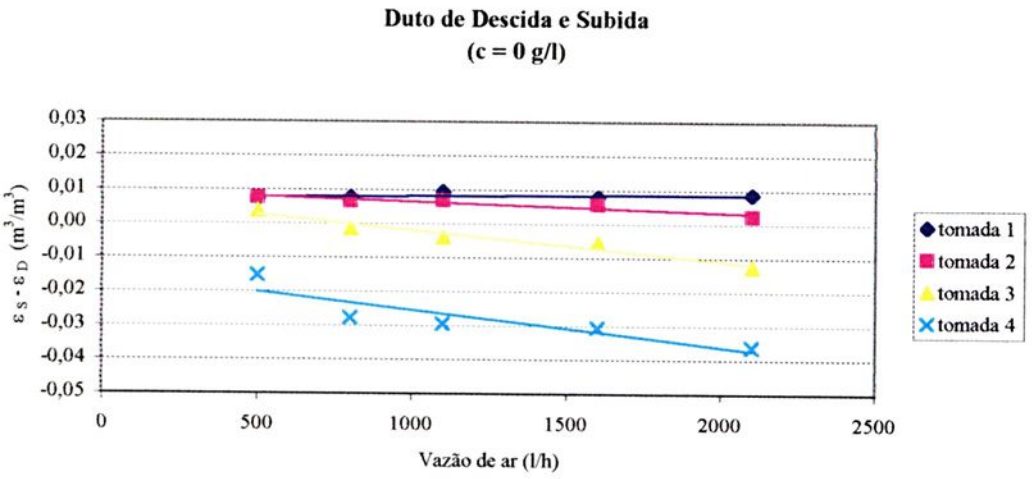


Figura I.13 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

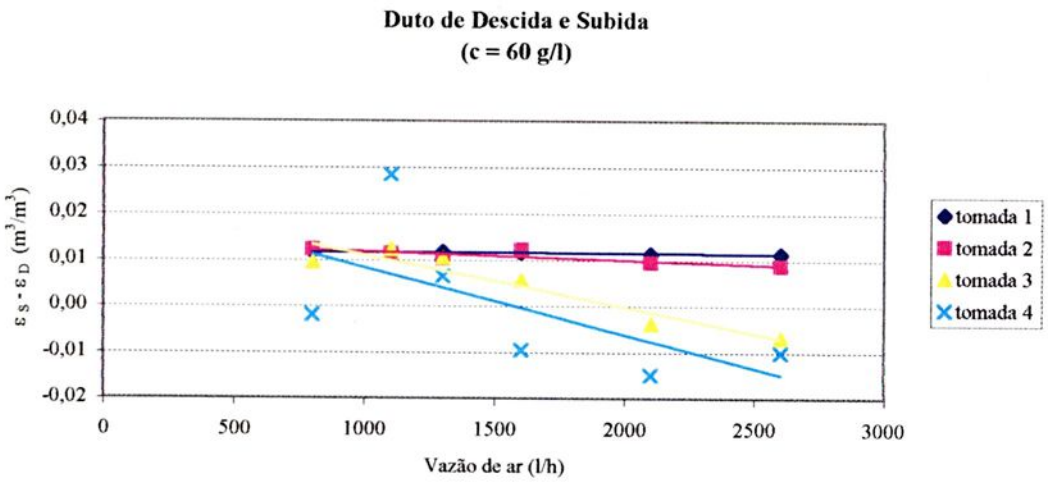


Figura I.14 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

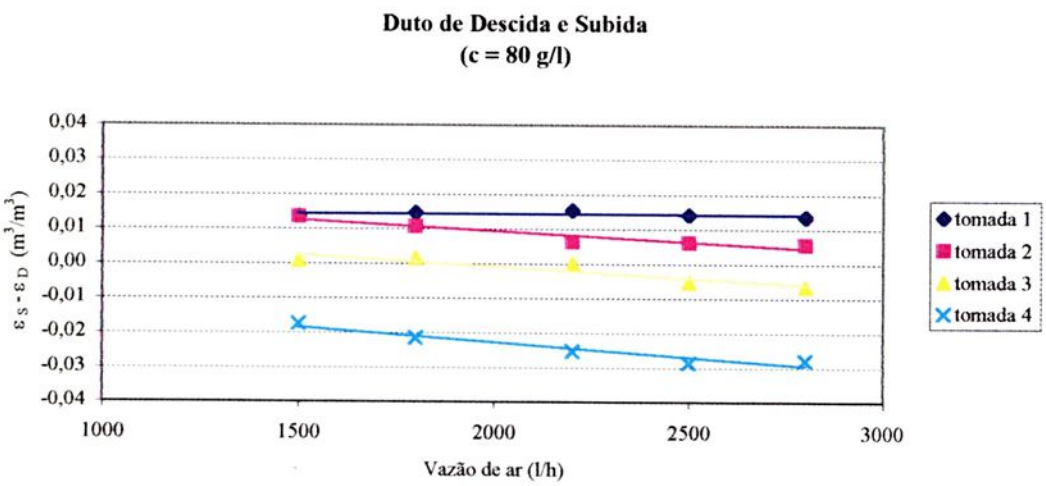


Figura I.15 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

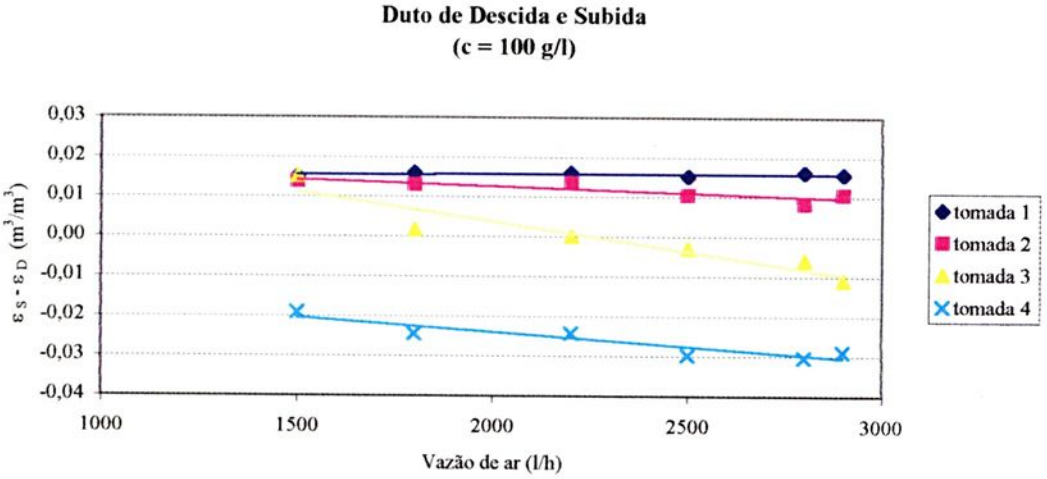


Figura I.16 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

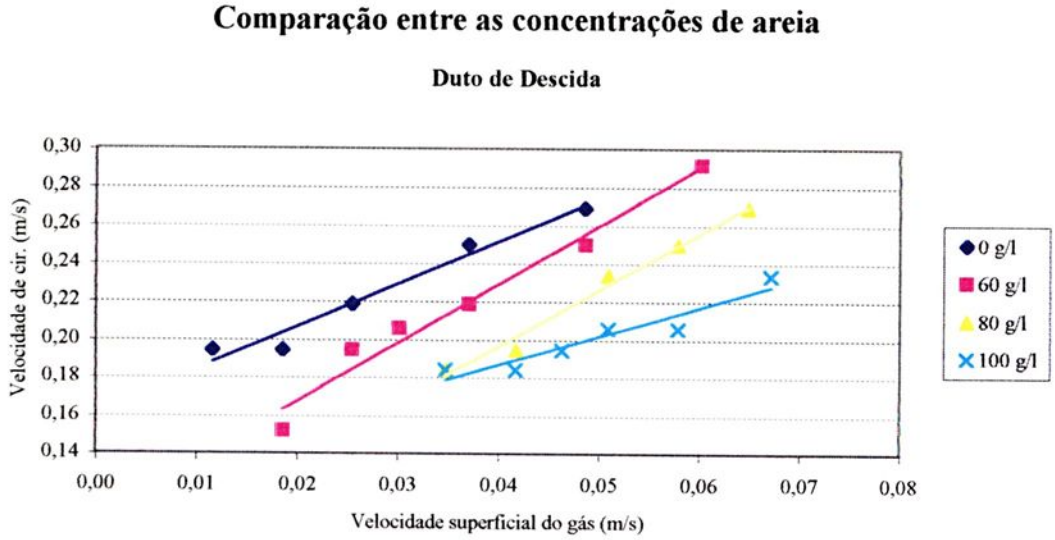


Figura I.17 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

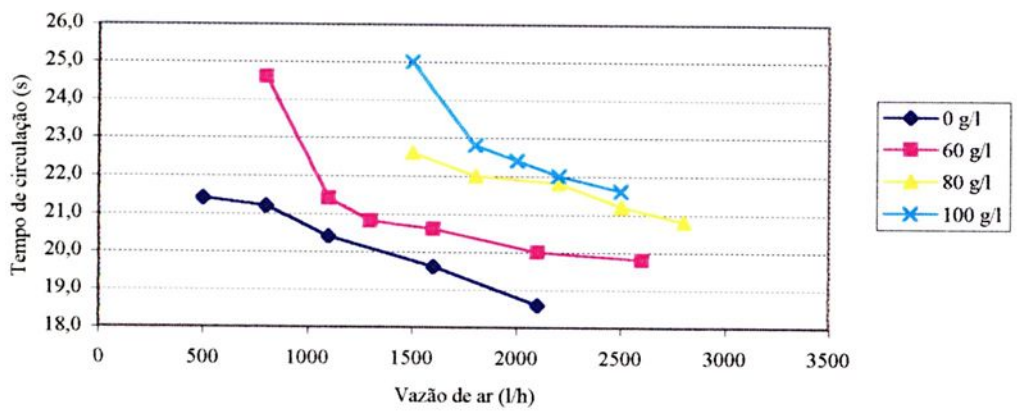


Figura I.18 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

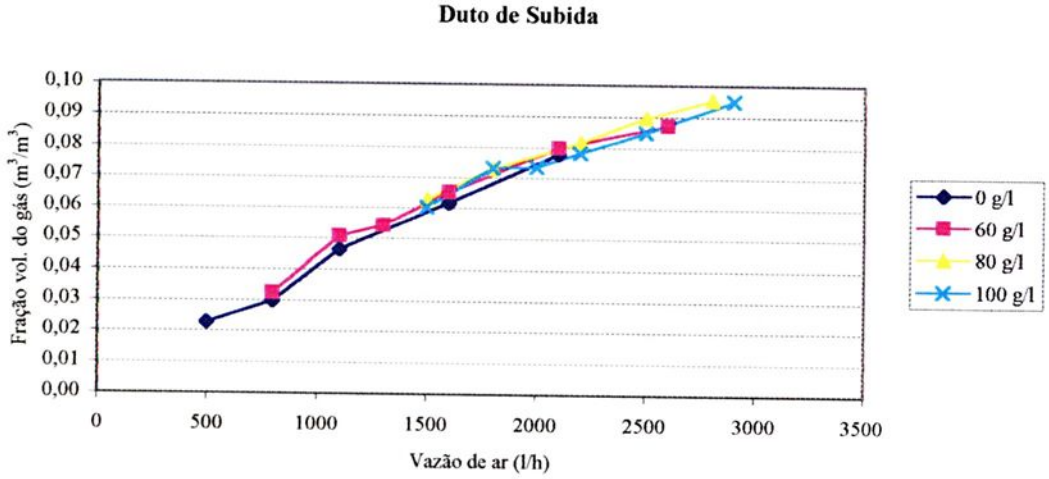


Figura I.19 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

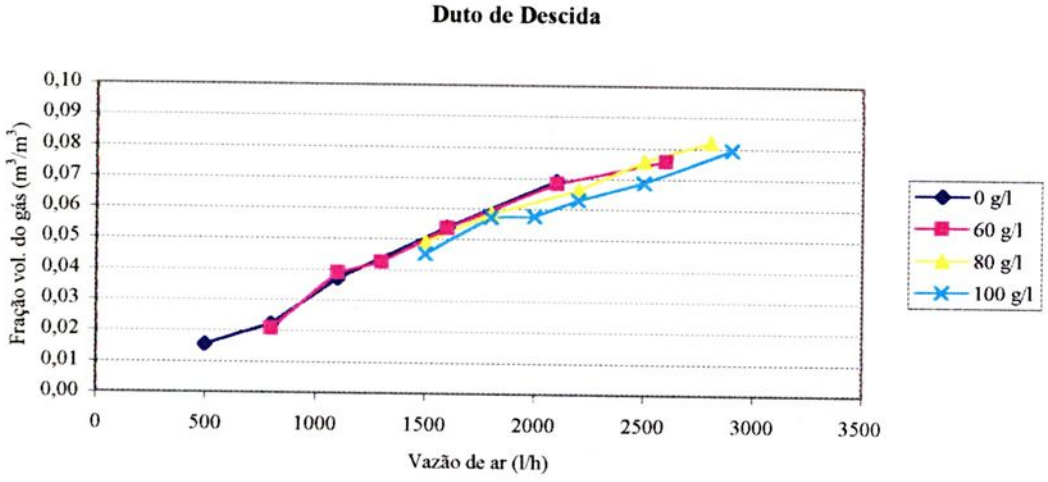


Figura I.20 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

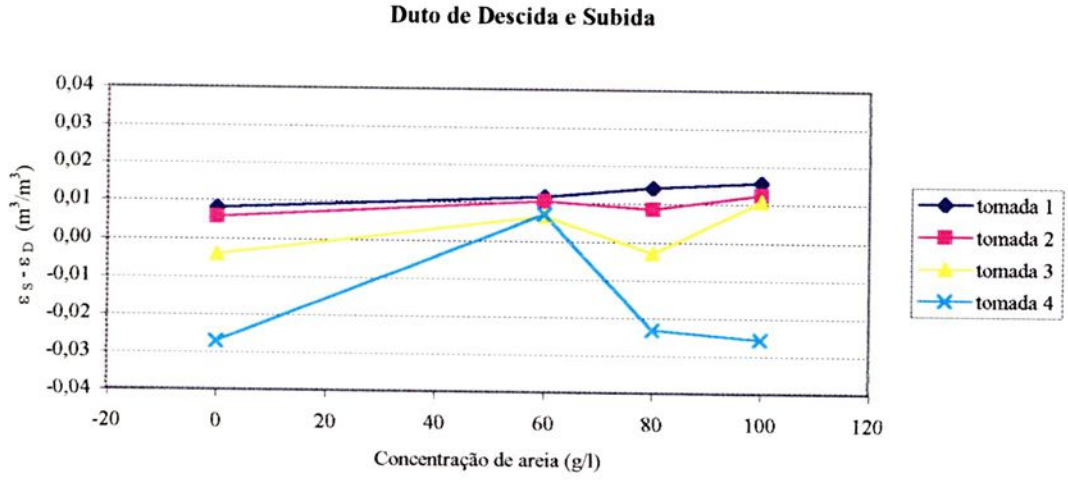


Figura I.21 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da concentração de areia.

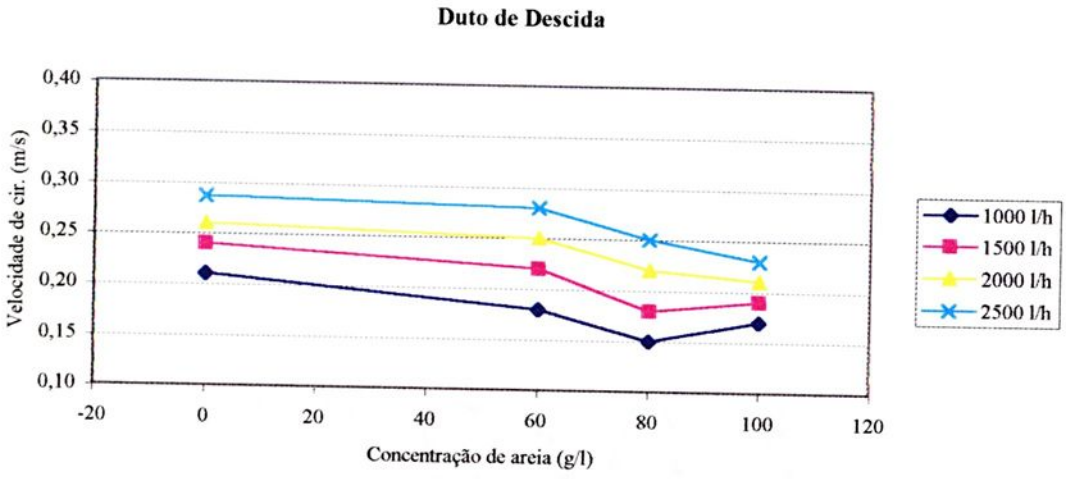


Figura I.22 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

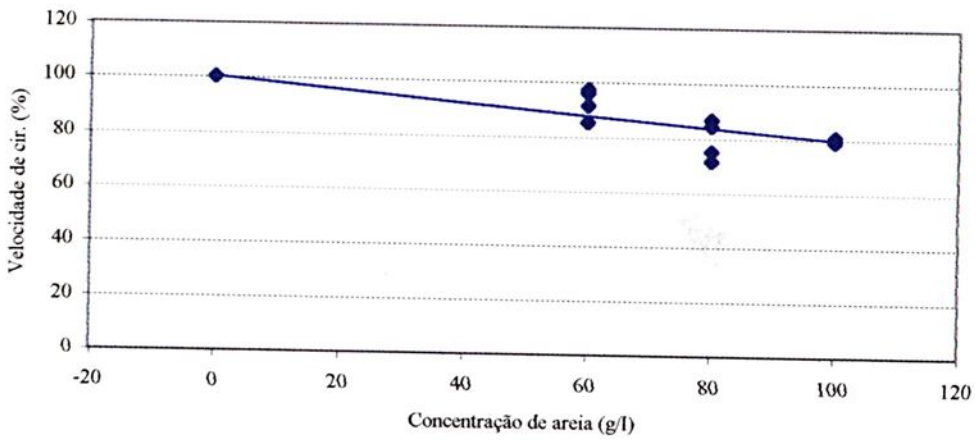


Figura I.23 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

ANEXO 3

Figuras contendo gráficos com a 2ª situação
(Área de abertura inferior de 90 cm^2 e superior de 96 cm^2)

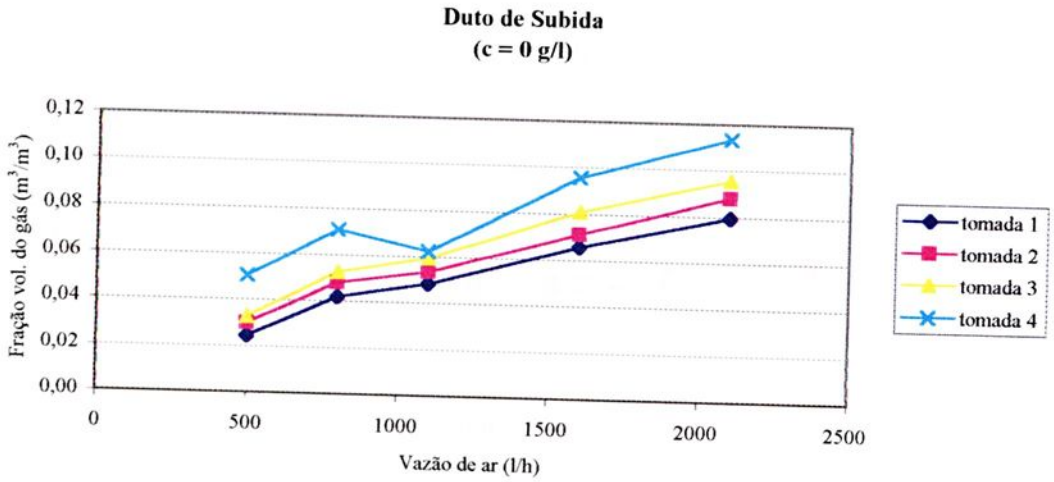


Figura II.1 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

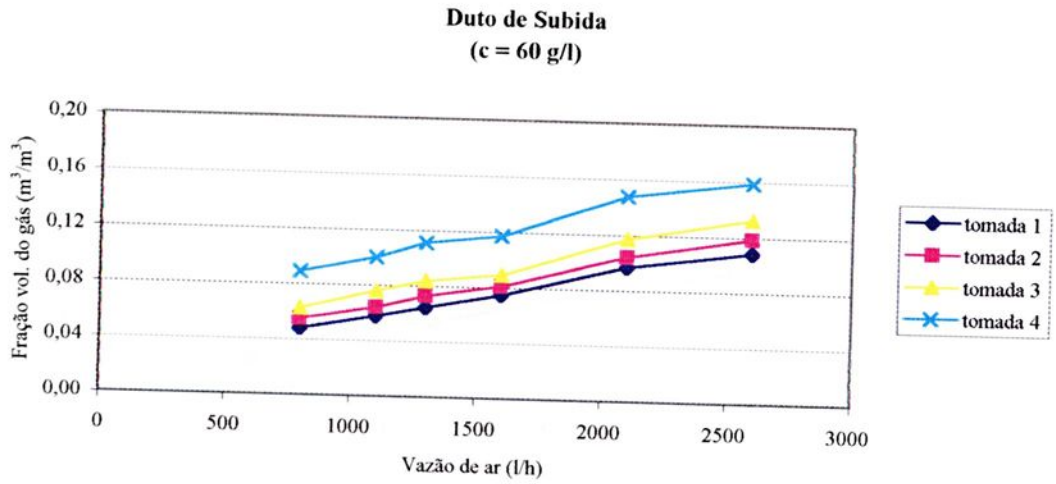


Figura II.2 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

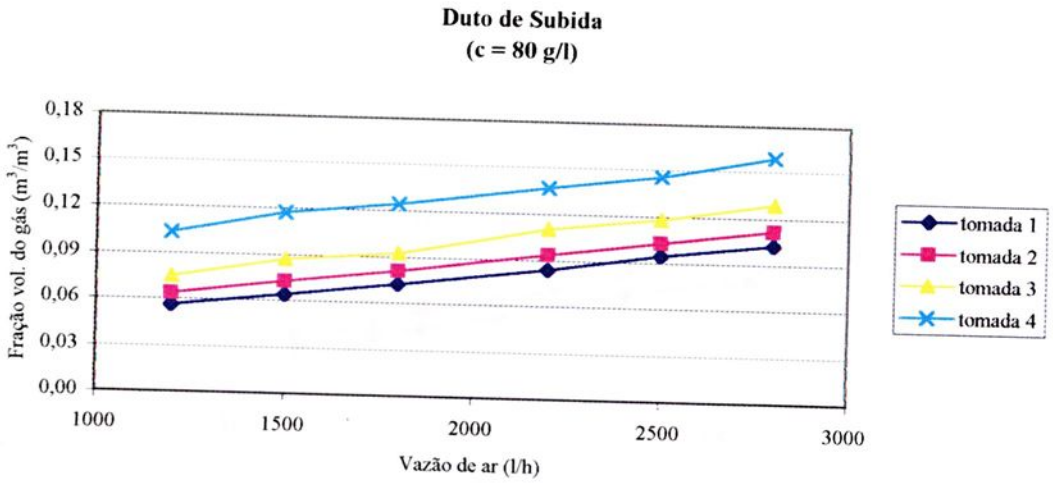


Figura II.3 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(c = 100 g/l)

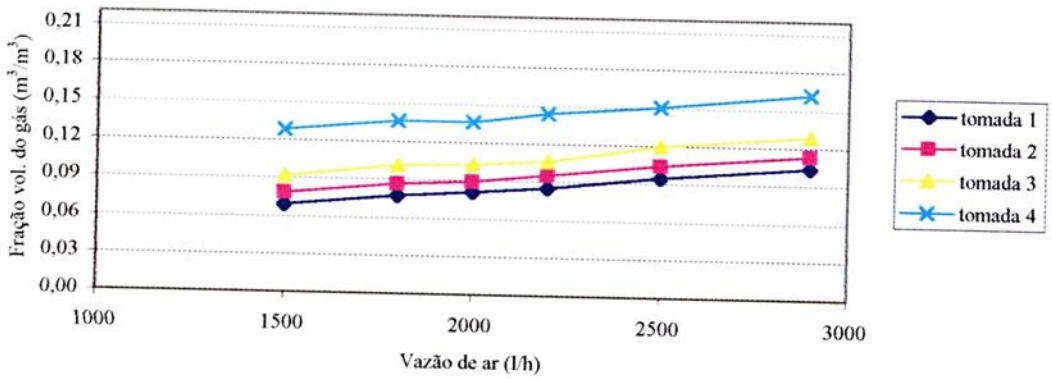


Figura II.4 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 0 g/l)

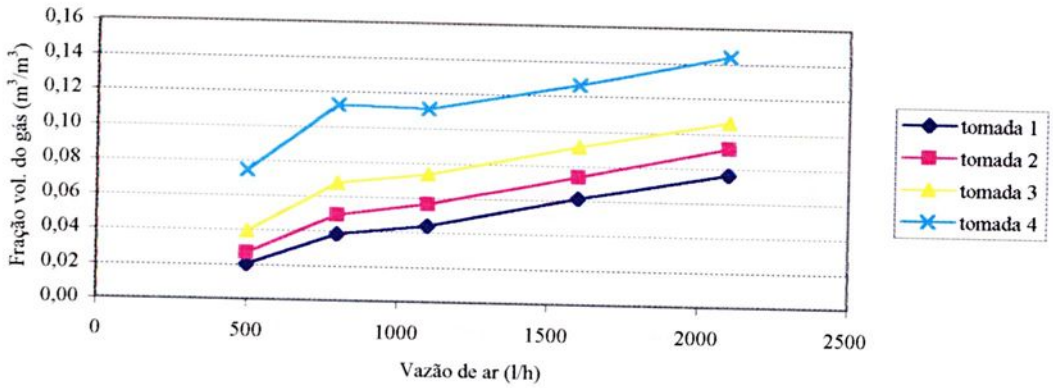


Figura II.5 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 60 g/l)

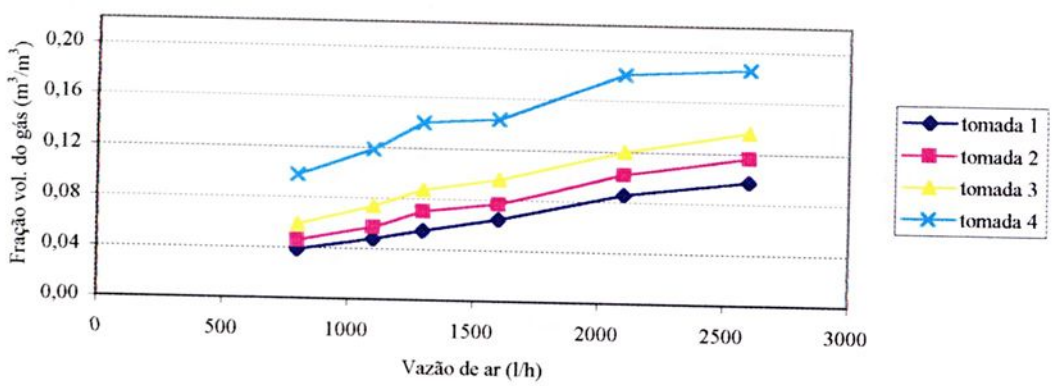


Figura II.6 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

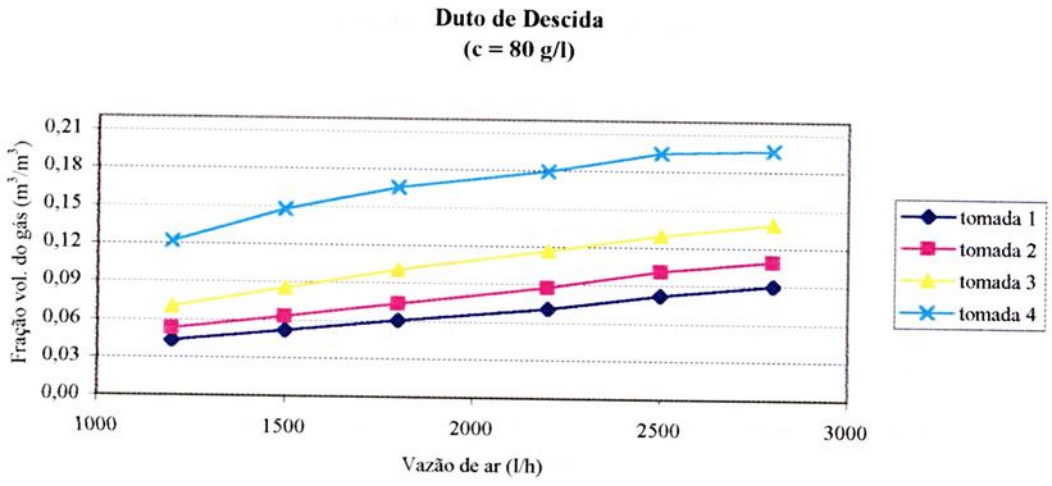


Figura II.7 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

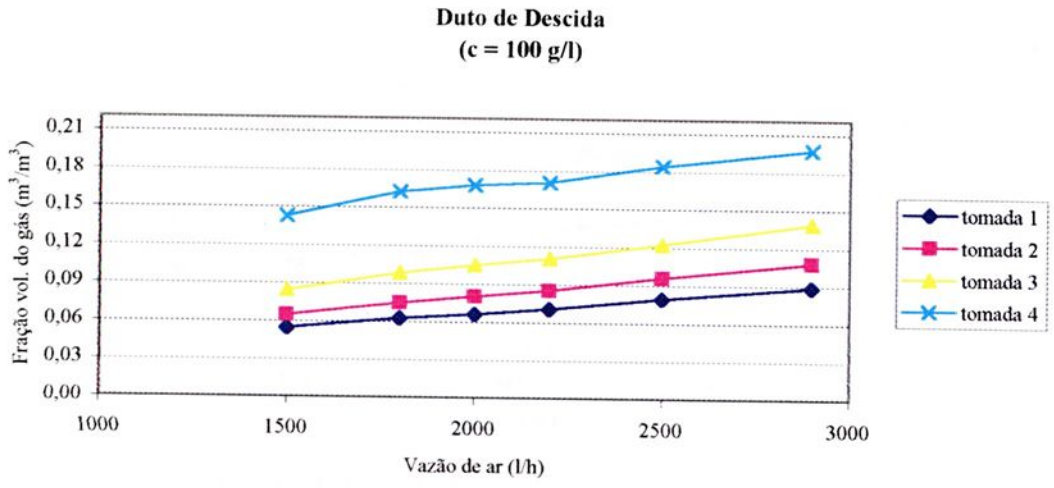


Figura II.8 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

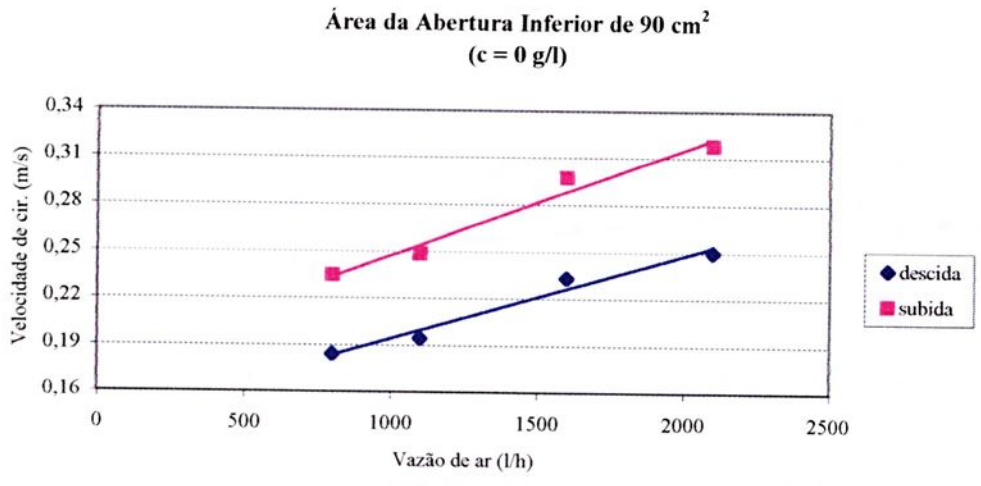


Figura II.9 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

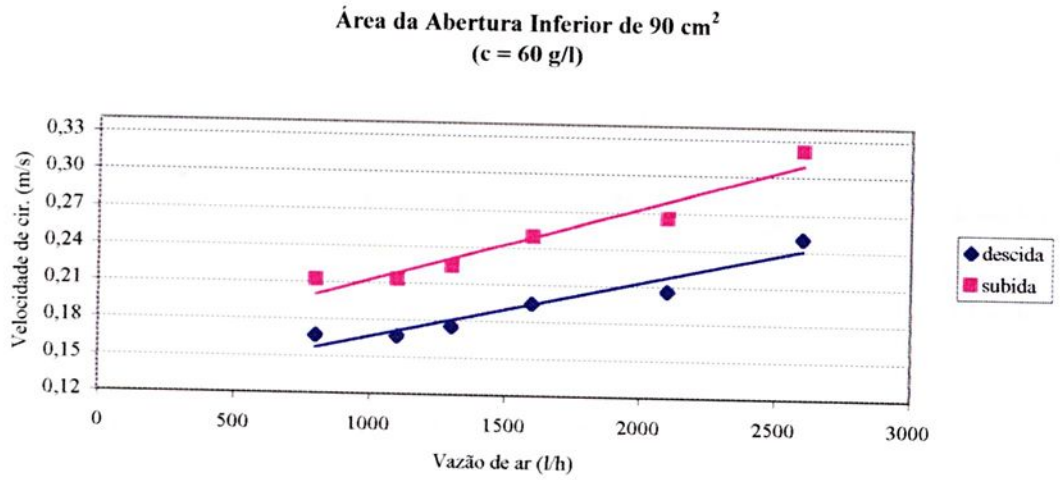


Figura II.10 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

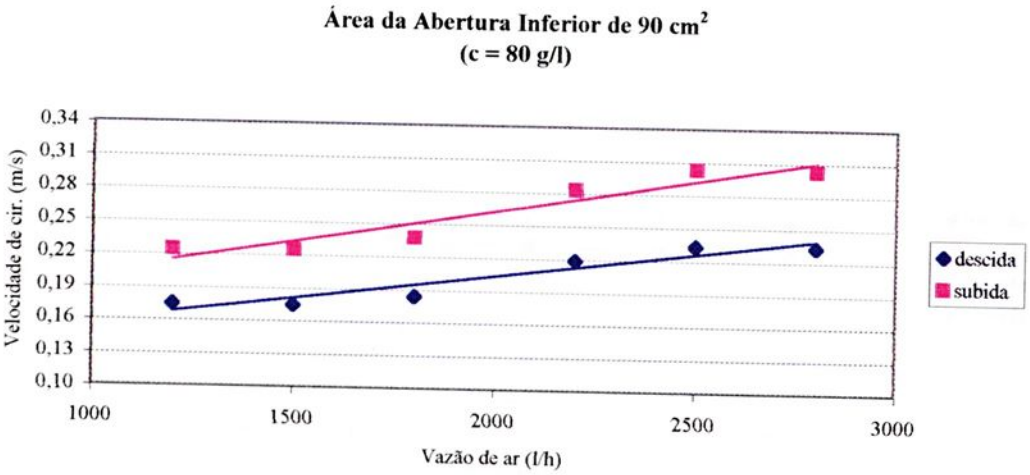


Figura II.11 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

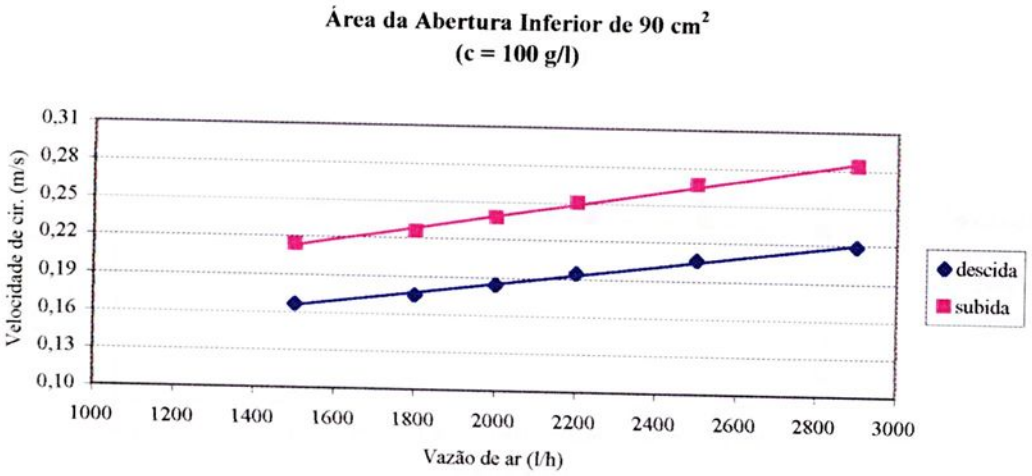


Figura II.12 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

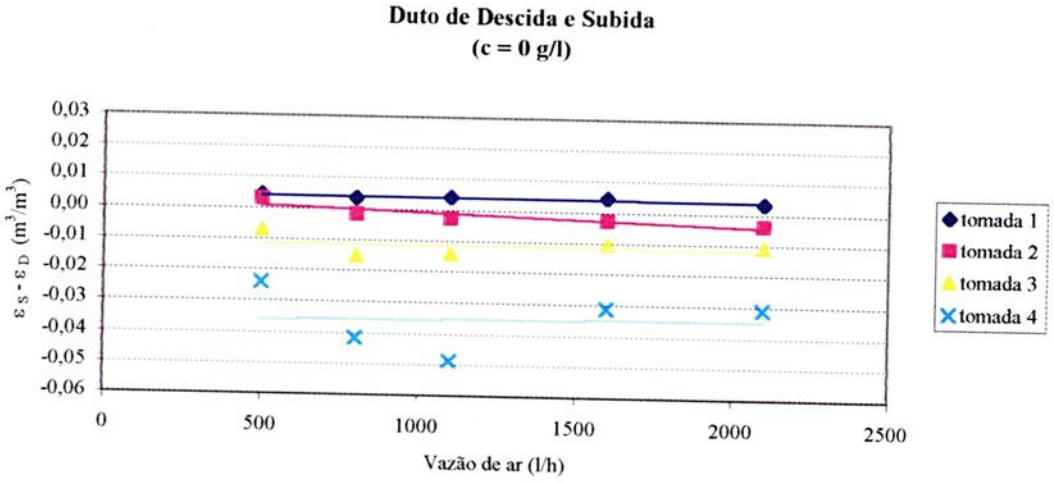


Figura I.13 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

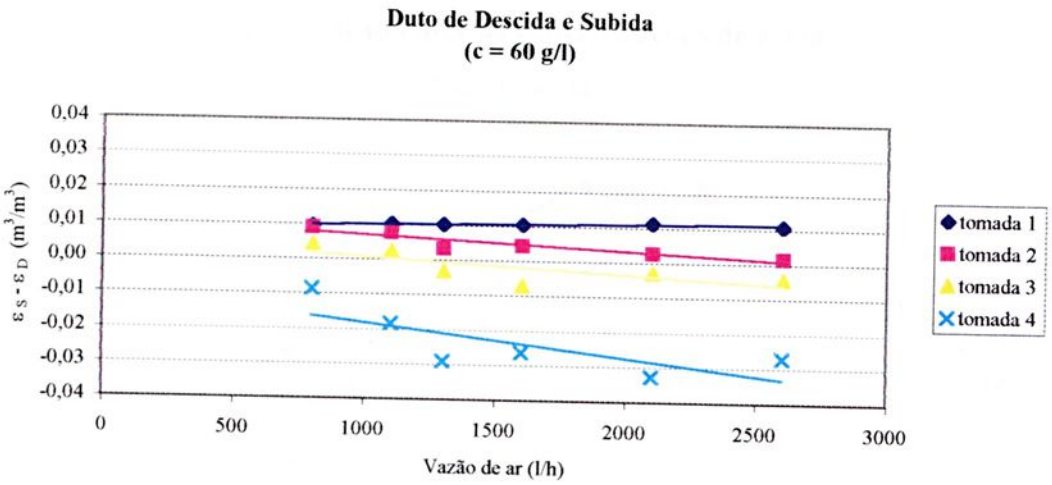


Figura I.14 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

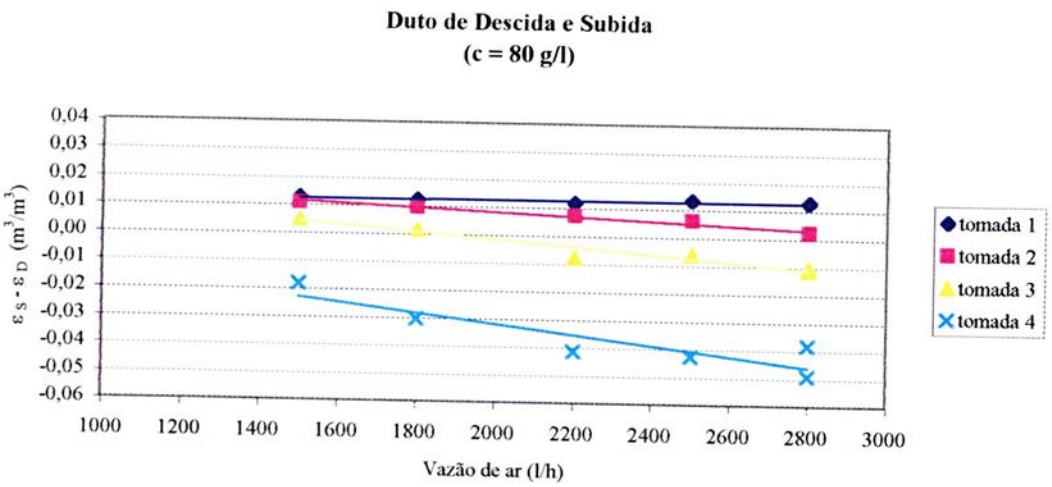


Figura I.15 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

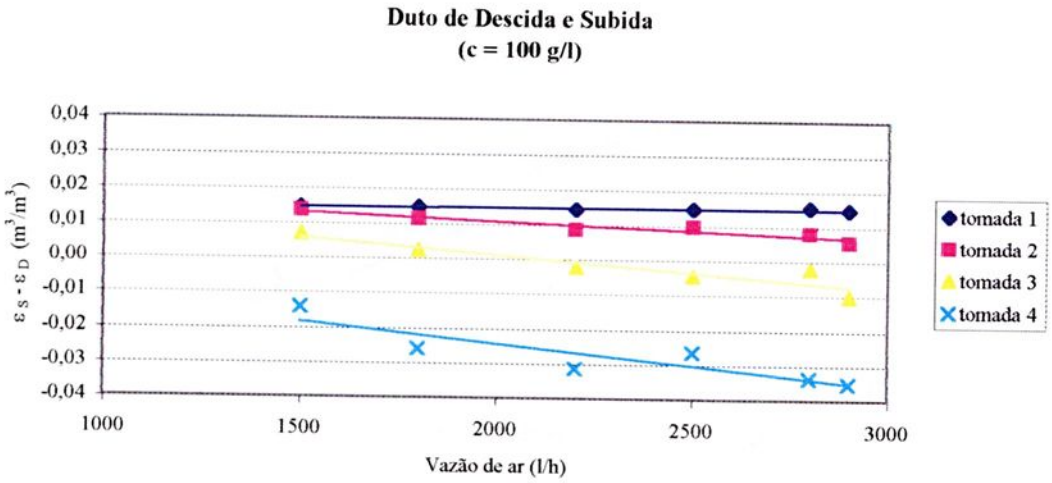


Figura I.16 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

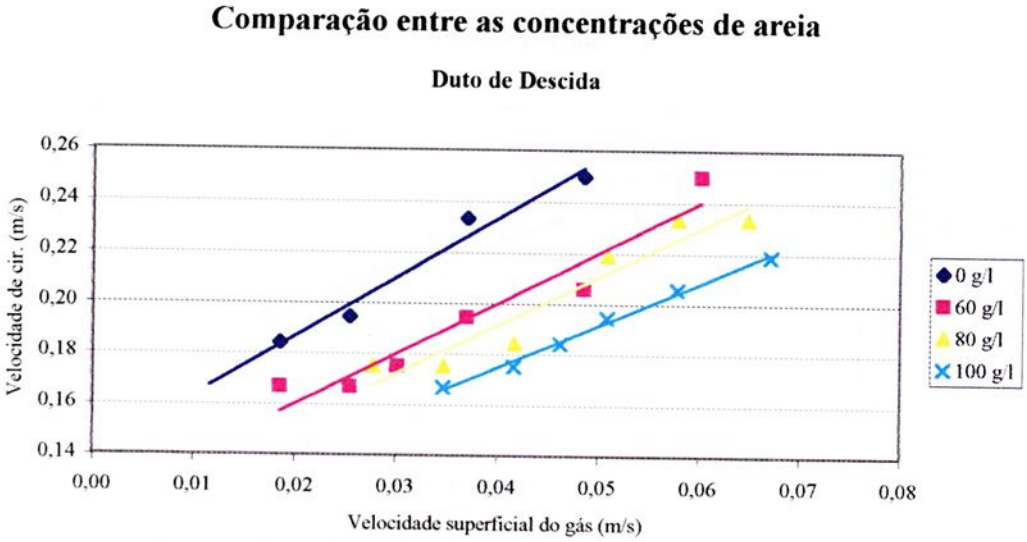


Figura II.17 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

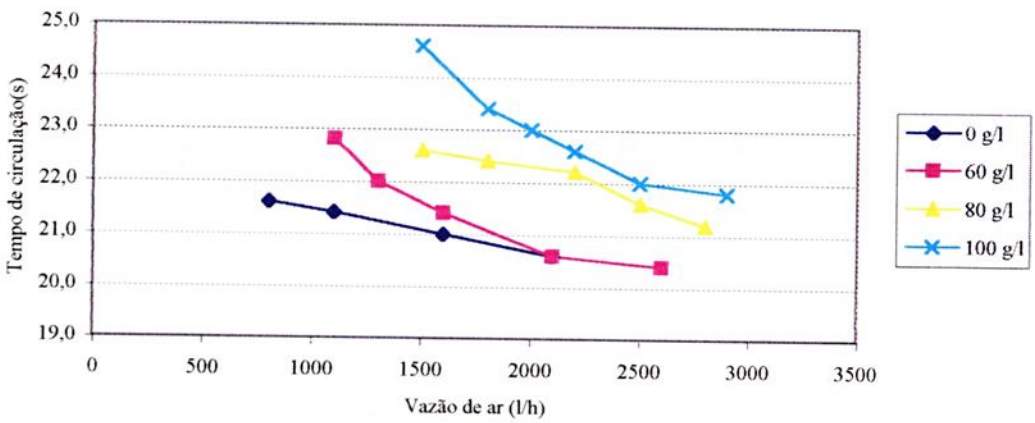


Figura II.18 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

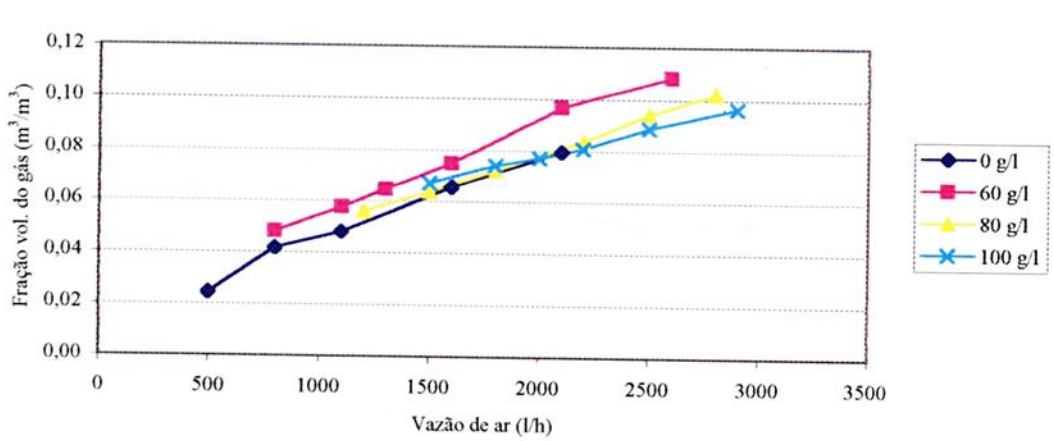


Figura II.19 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

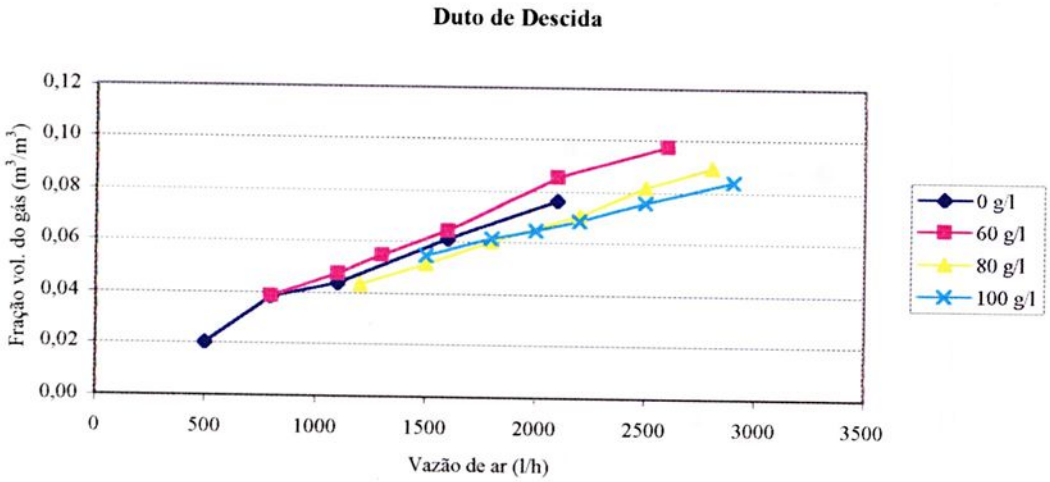


Figura II.20 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

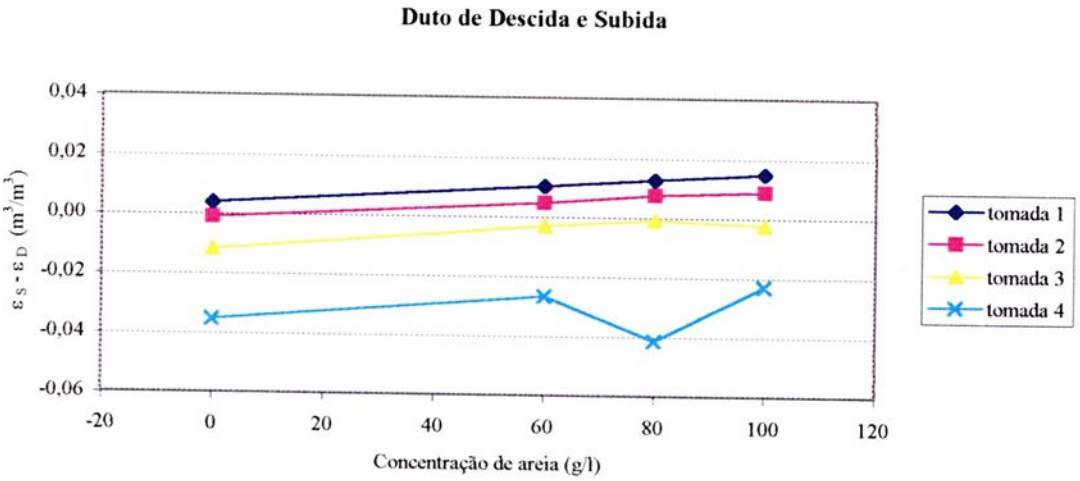


Figura II.21 – Fração volumétrica do gás em função da concentração de areia.

Duto de Descida

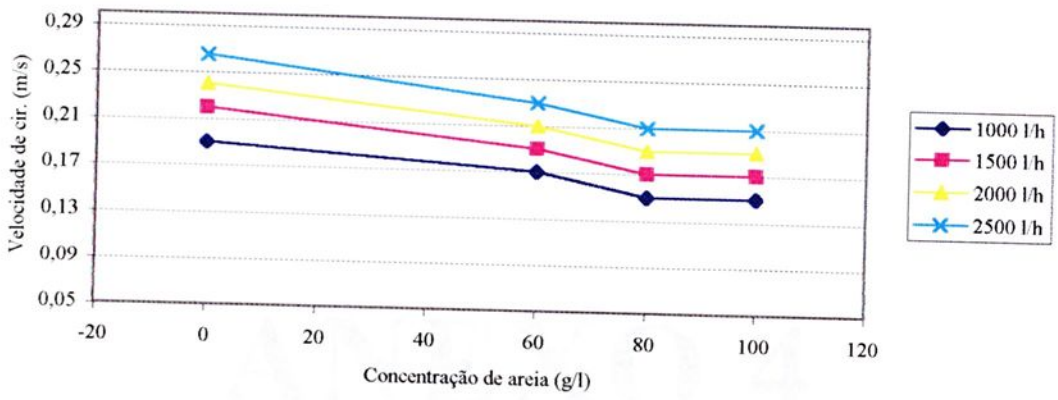


Figura II.22 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

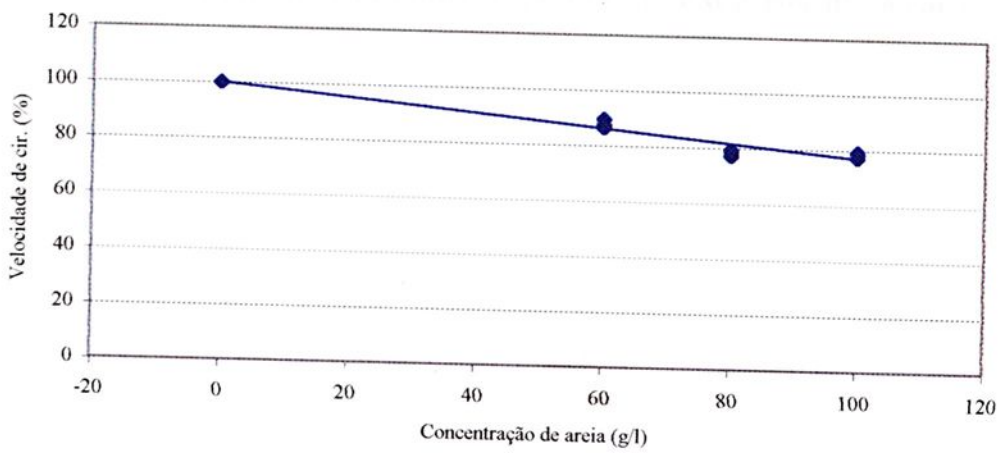


Figura II.23 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

ANEXO 4

Figuras contendo gráficos com a 3ª situação
(Área de abertura inferior de 120 cm^2 e superior de 96 cm^2)

Duto de Subida
(c = 0 g/l)

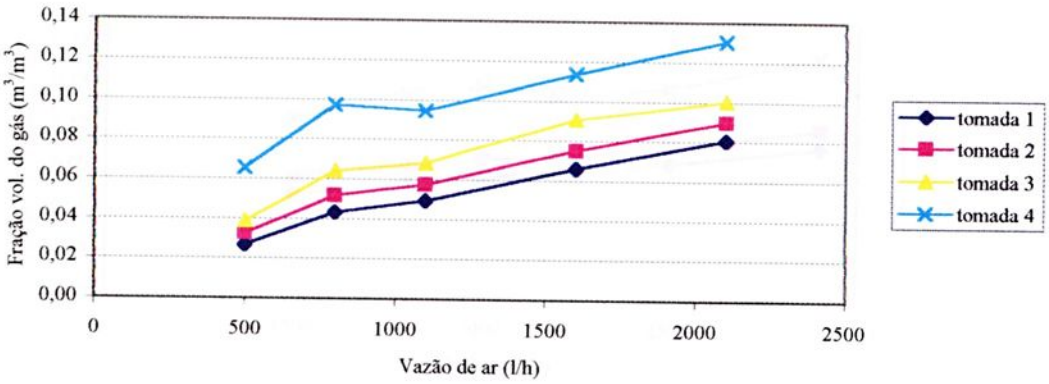


Figura III.1 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(c = 60 g/l)

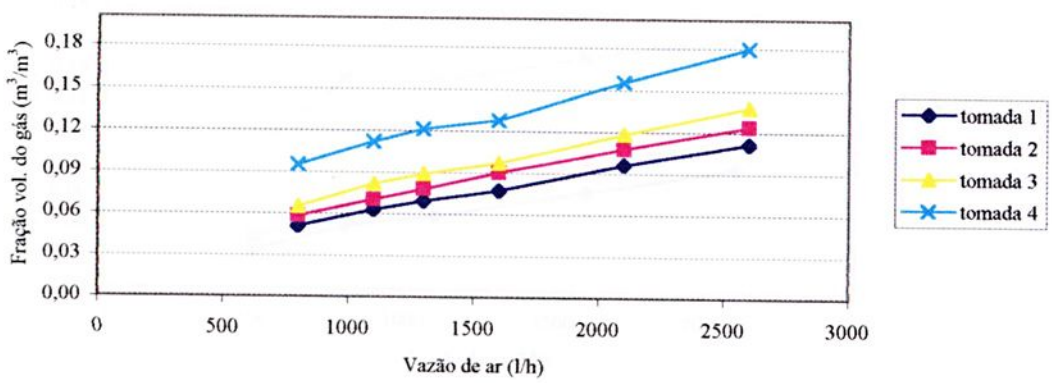


Figura III.2 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(c = 80 g/l)

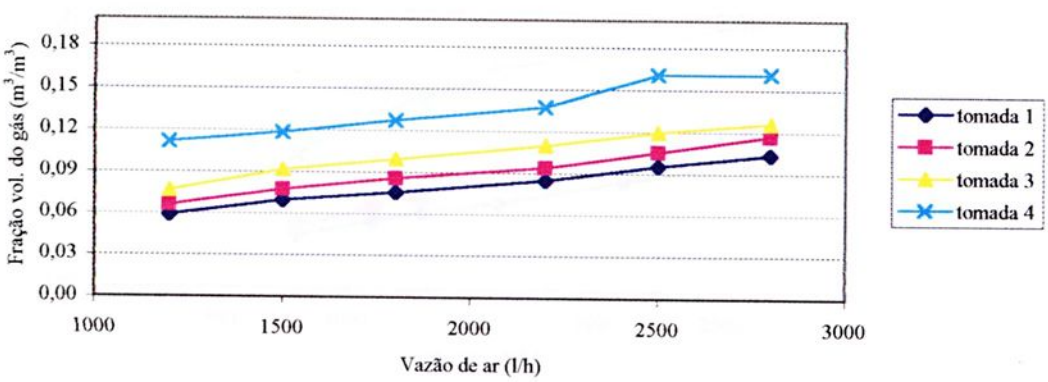


Figura III.3 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(c = 100 g/l)

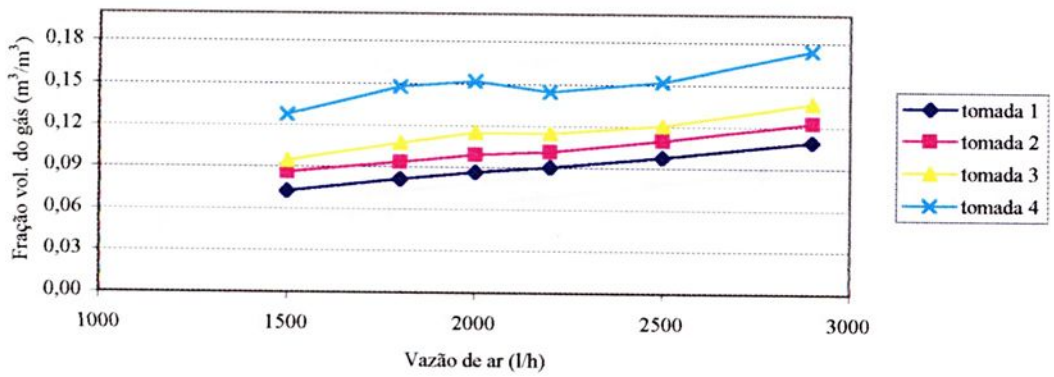


Figura III.4 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 0 g/l)

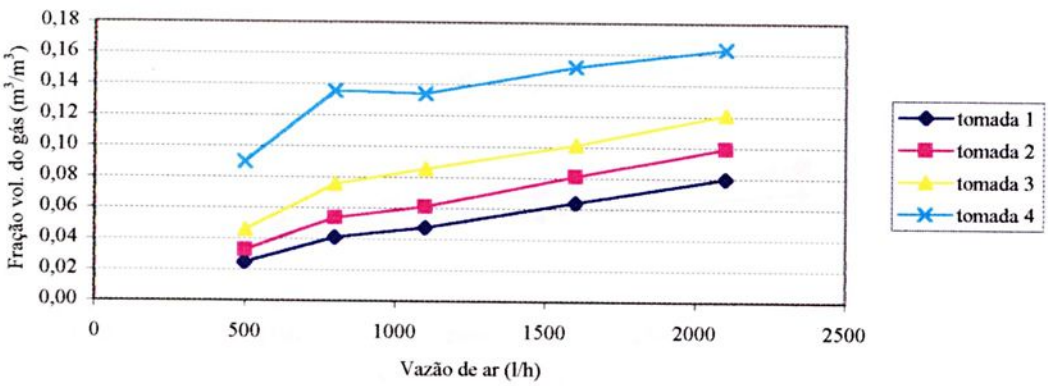


Figura III.5 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 60 g/l)

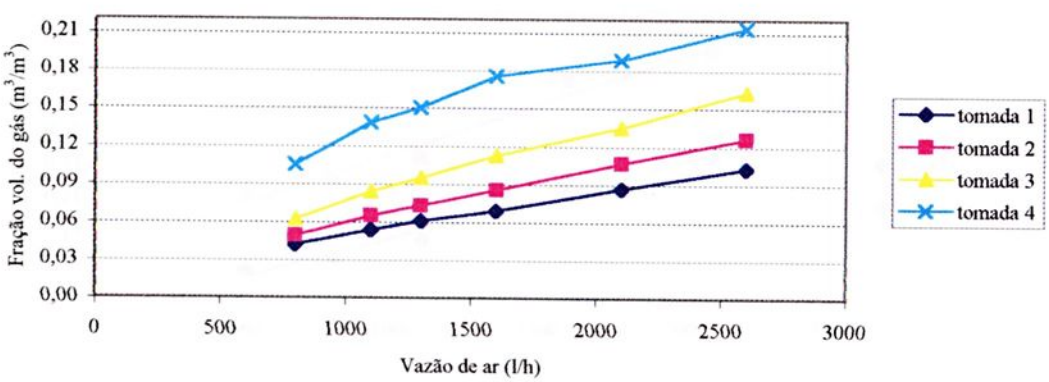


Figura III.6 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 80 g/l)

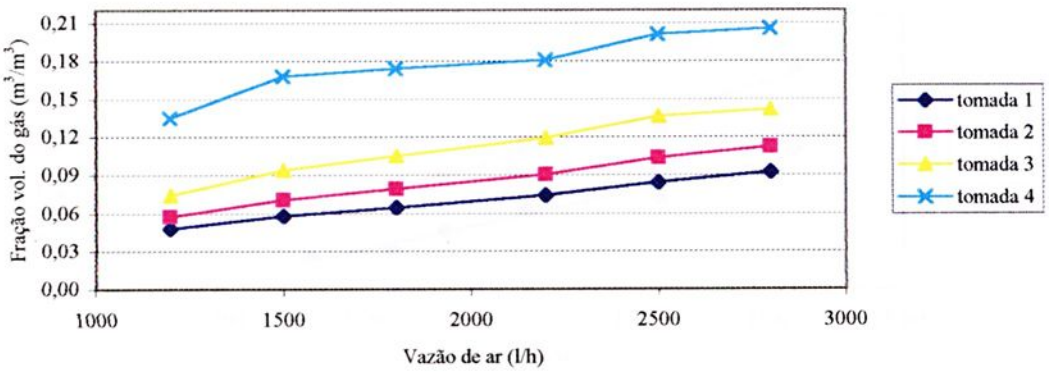


Figura III.7 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(c = 100 g/l)

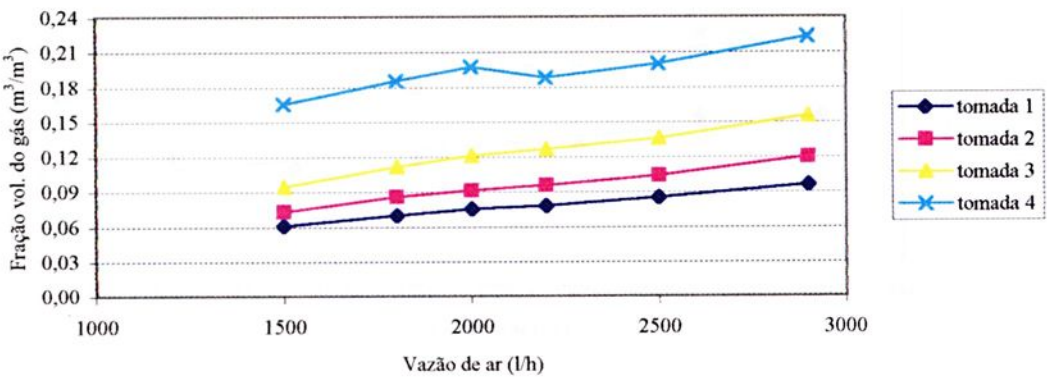


Figura III.8 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Área da Abertura Inferior de 120 cm²
(c = 0 g/l)

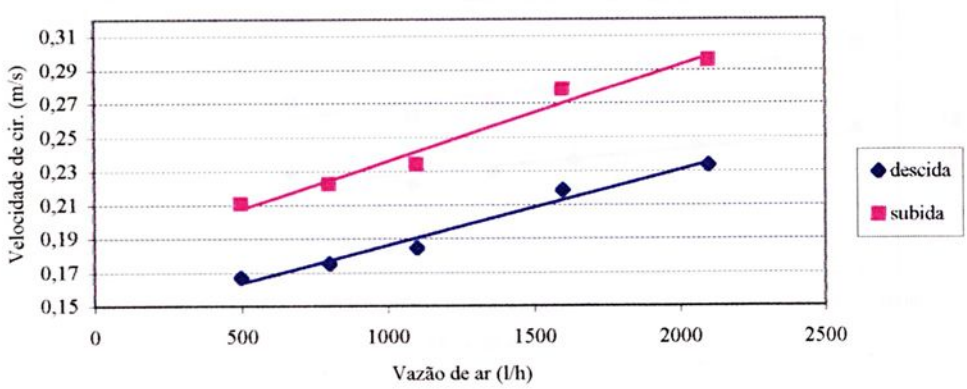


Figura III.9 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Área da Abertura Inferior de 120 cm^2
(c = 60 g/l)

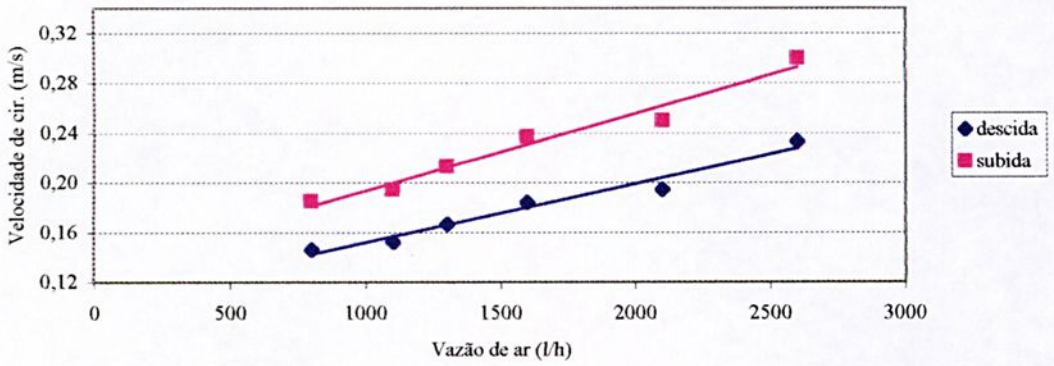


Figura III.10 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Área da Abertura Inferior de 120 cm^2
(c = 80 g/l)

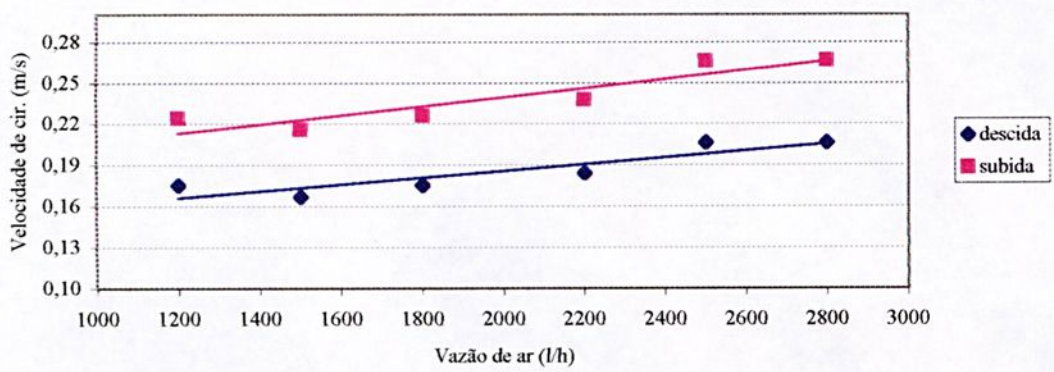


Figura III.11 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Área da Abertura Inferior de 120 cm^2
(c = 100 g/l)

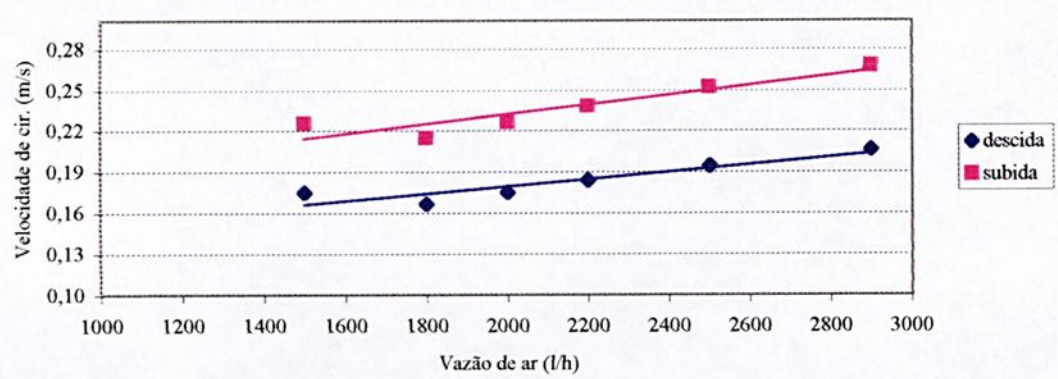


Figura III.12– Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

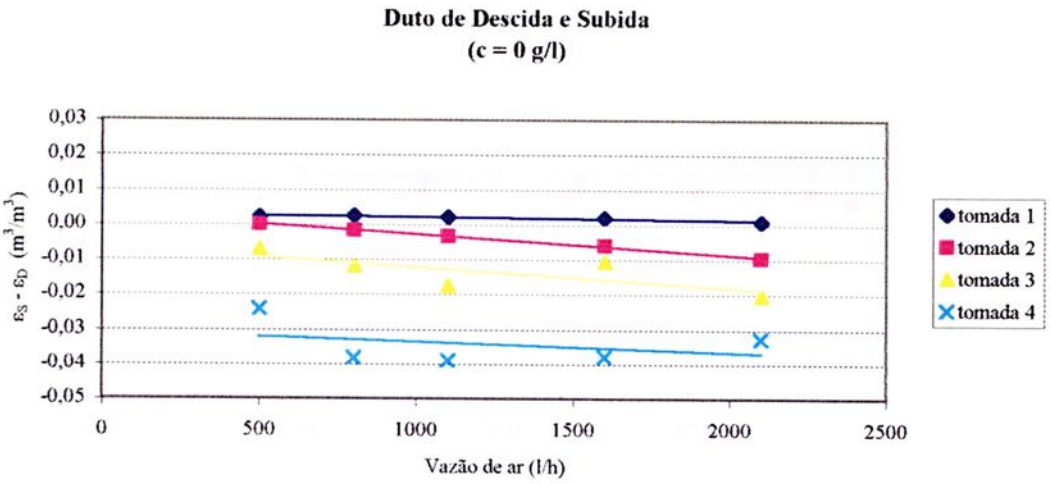


Figura I.13 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

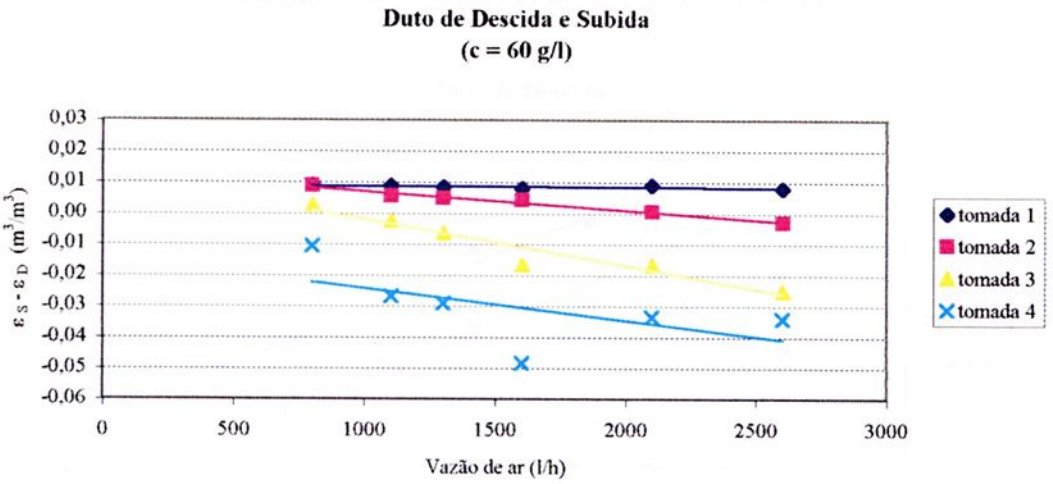


Figura I.14 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

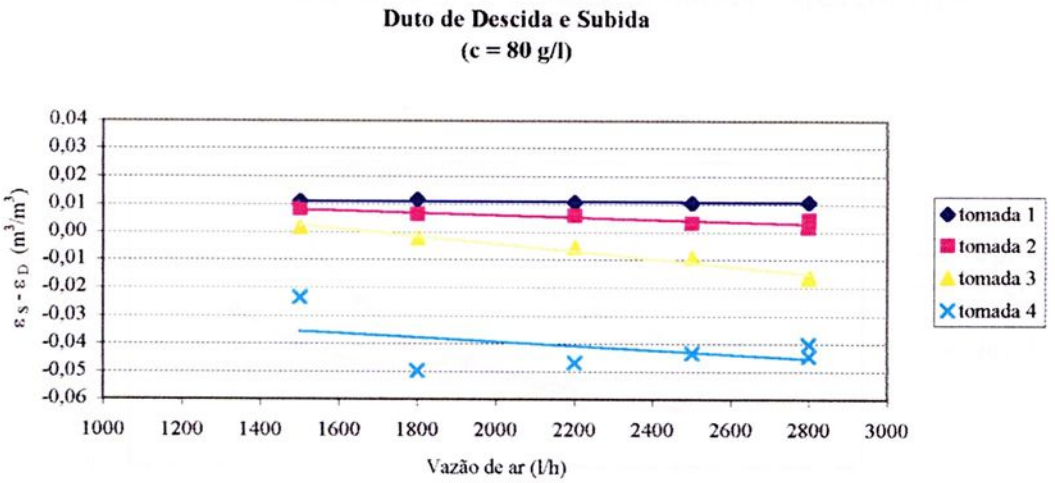


Figura I.15 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

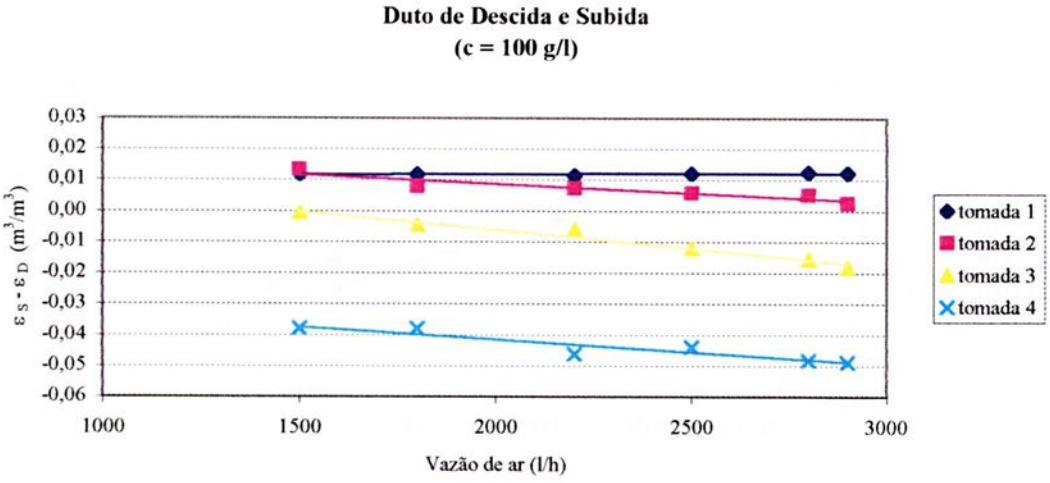


Figura I.16 – Diferença de fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Comparação entre as concentrações de areia

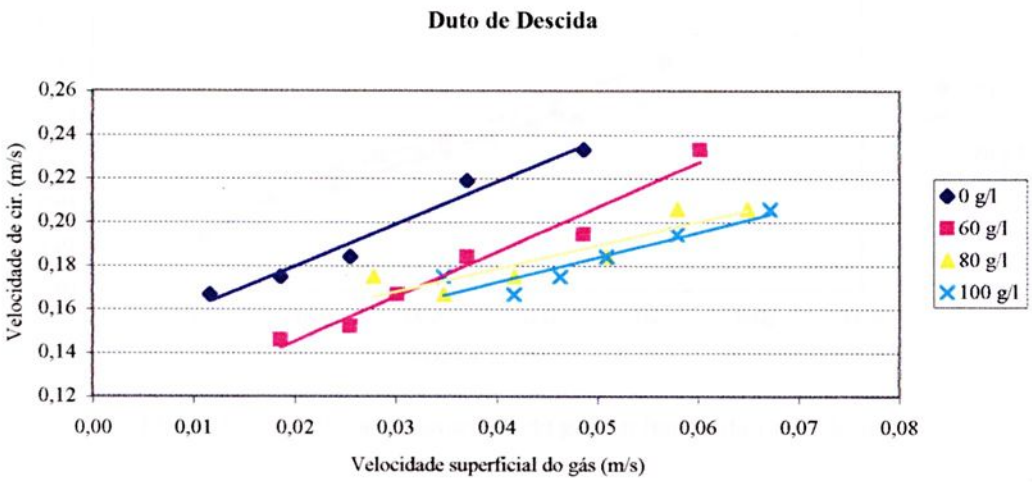


Figura III.17 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

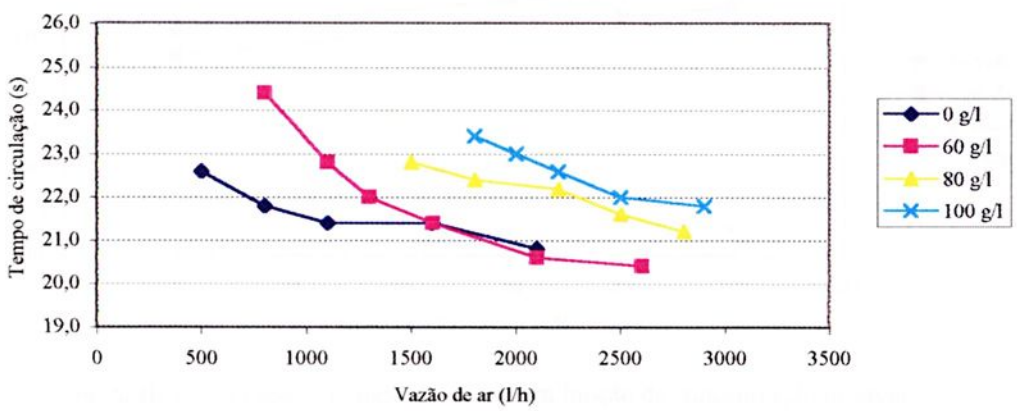


Figura III.18 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

Duto de Subida

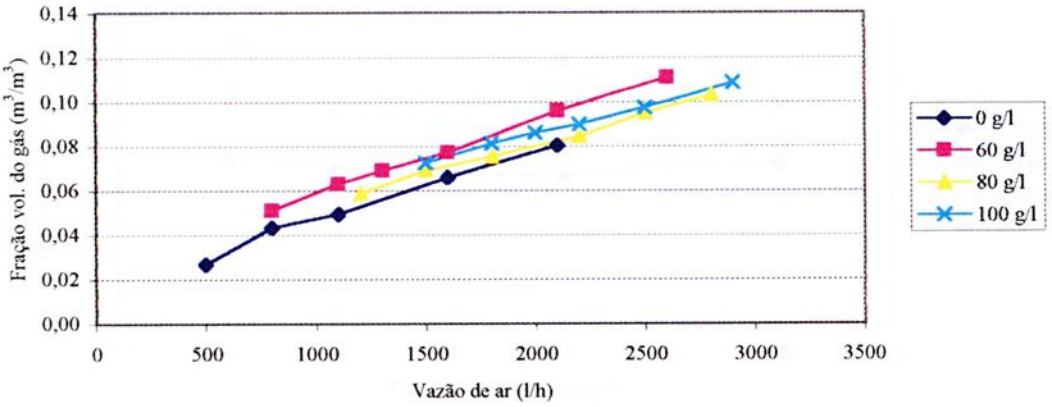


Figura III.19 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida

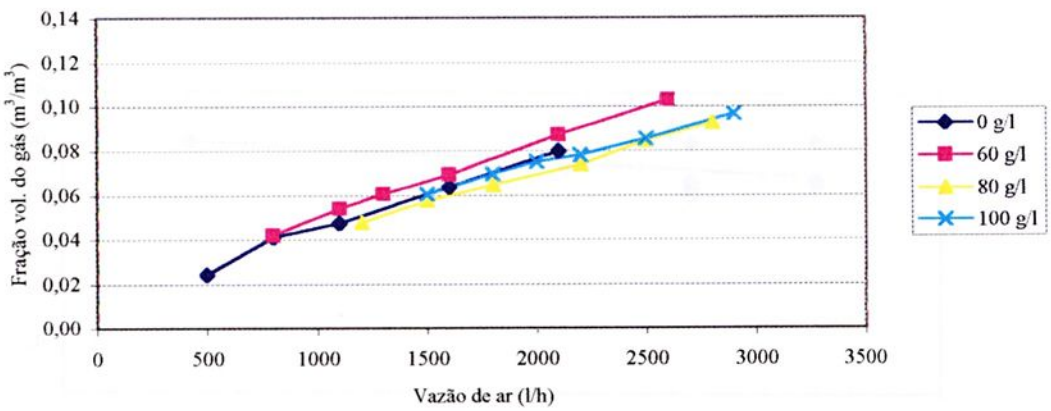


Figura III.20 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida e Subida

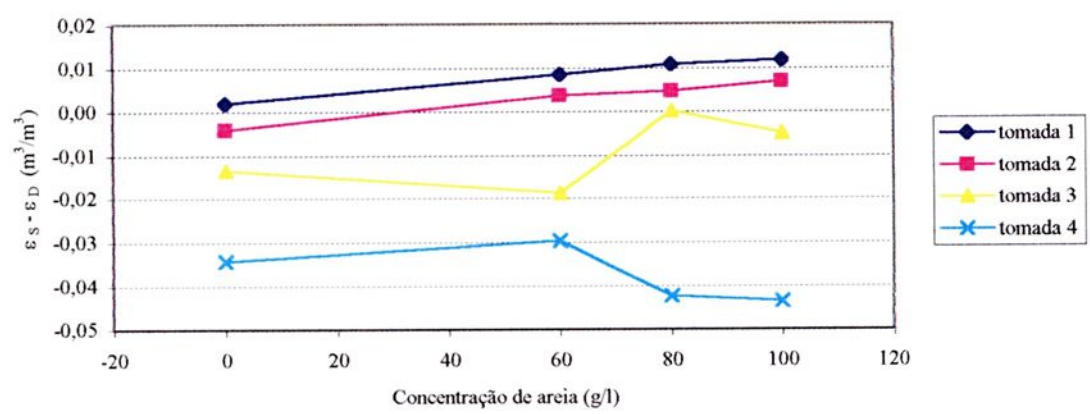


Figura III.21 – Fração volumétrica do gás em função da concentração de areia.

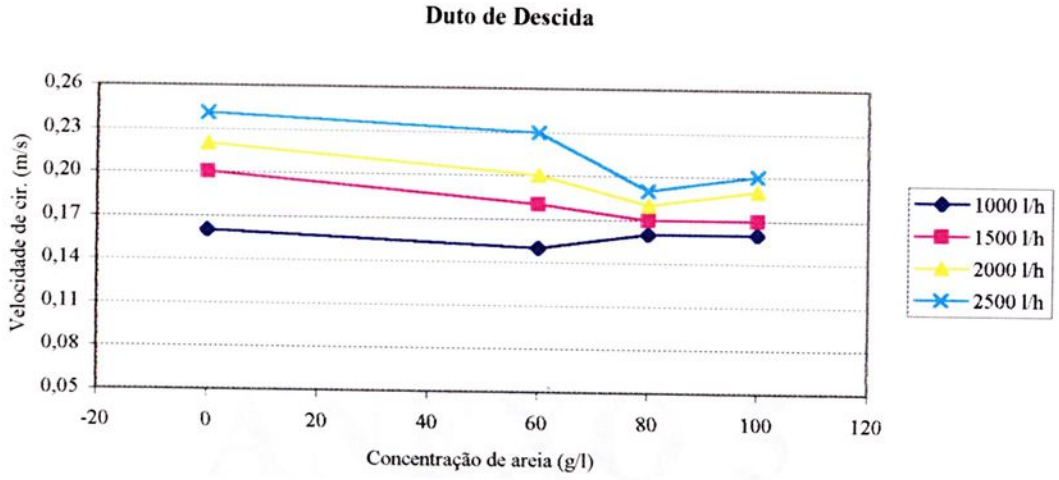


Figura III.22 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

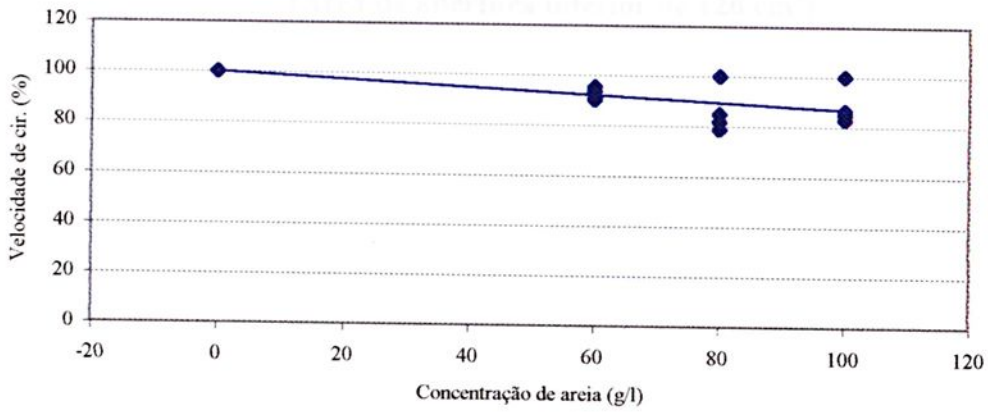


Figura III.23 – Velocidade de circulação em função da concentração de areia.

ANEXO 5

Figuras contendo gráficos com a 4ª situação
(Área de abertura superior de 96 cm^2 e 60 cm^2)
(Área de abertura inferior de 120 cm^2)

Área de abertura inferior de 120 cm²

Área = 96 cm²

Duto de Subida
(Saída Pressurizada)

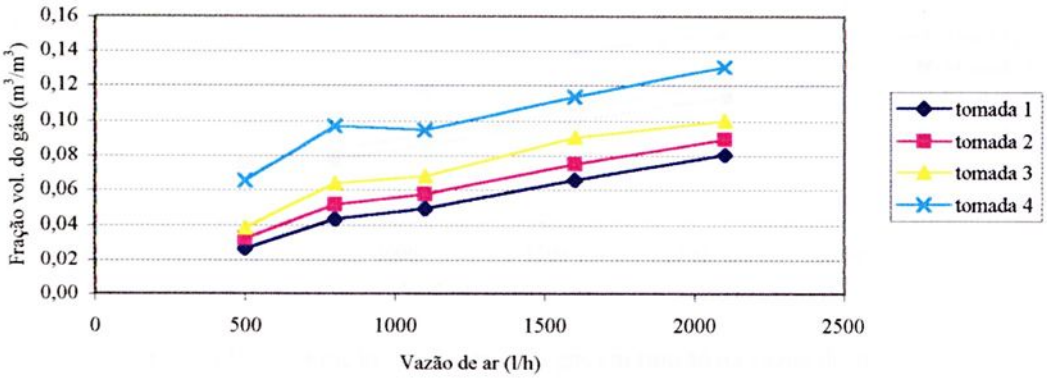


Figura IV.1 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(Saída Livre)

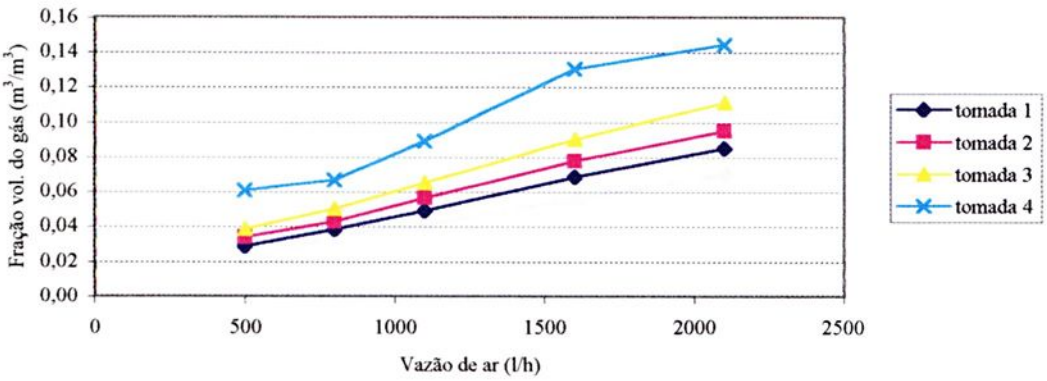


Figura IV.2 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Área = 60 cm²

Duto de Subida
(Saída Pressurizada)

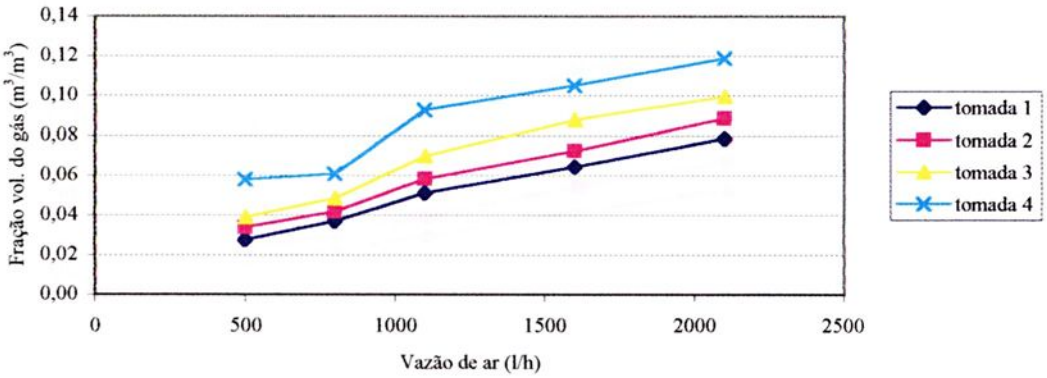


Figura IV.3 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Subida
(Saída Livre)

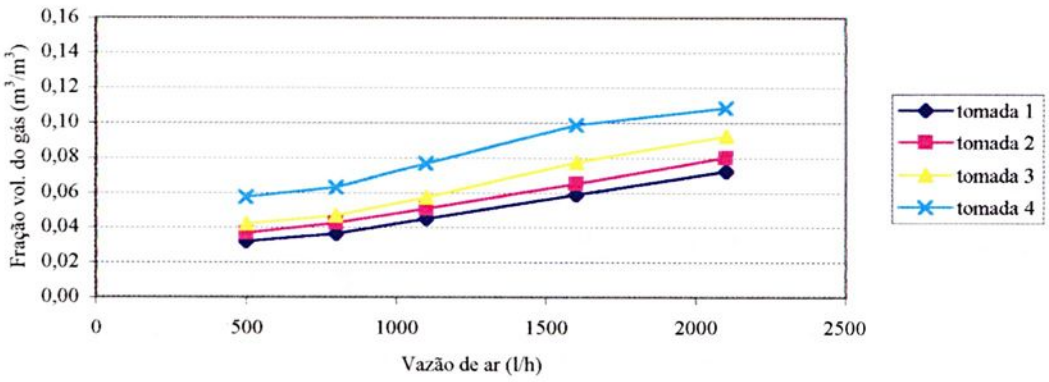


Figura IV.4 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Área = 96 cm^2

Duto de Descida
(Saída Pressurizada)

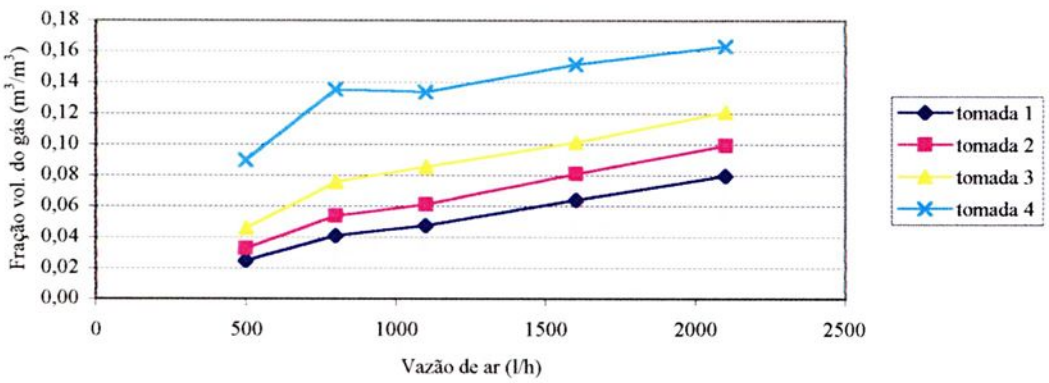


Figura IV.5 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Duto de Descida
(Saída Livre)

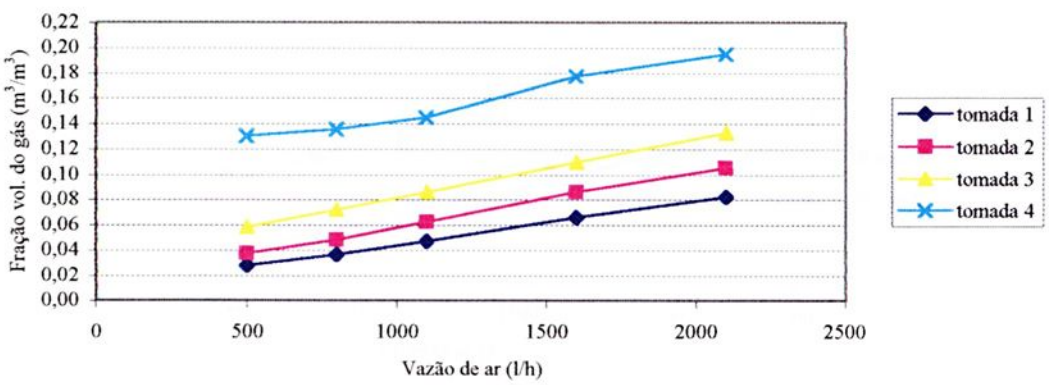


Figura IV.6 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Área = 60 cm^2

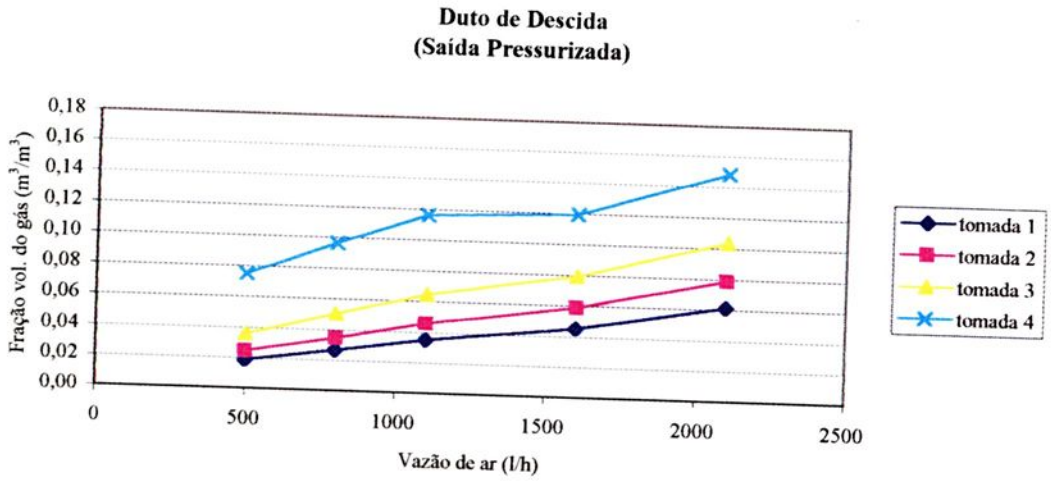


Figura IV.7 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

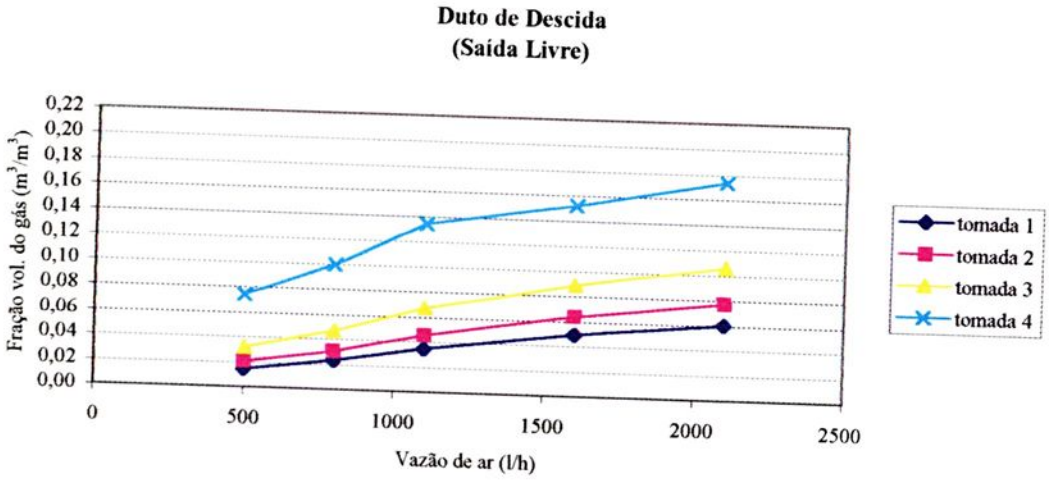


Figura IV.8 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

Área = 96 cm^2

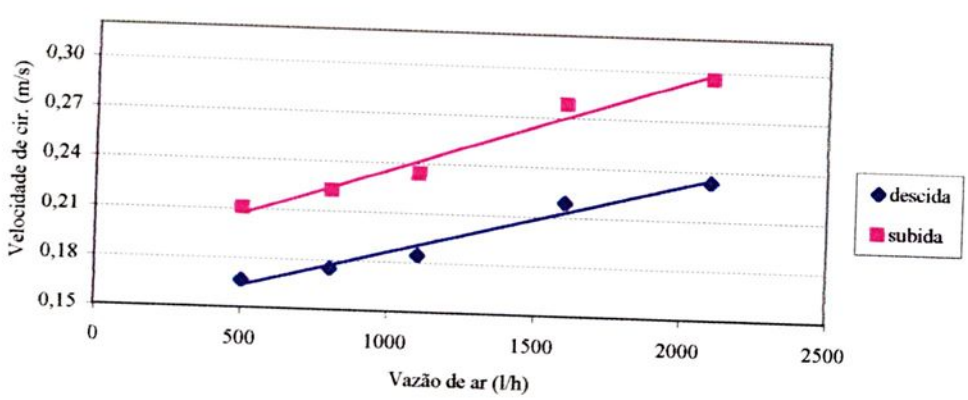


Figura IV.9 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

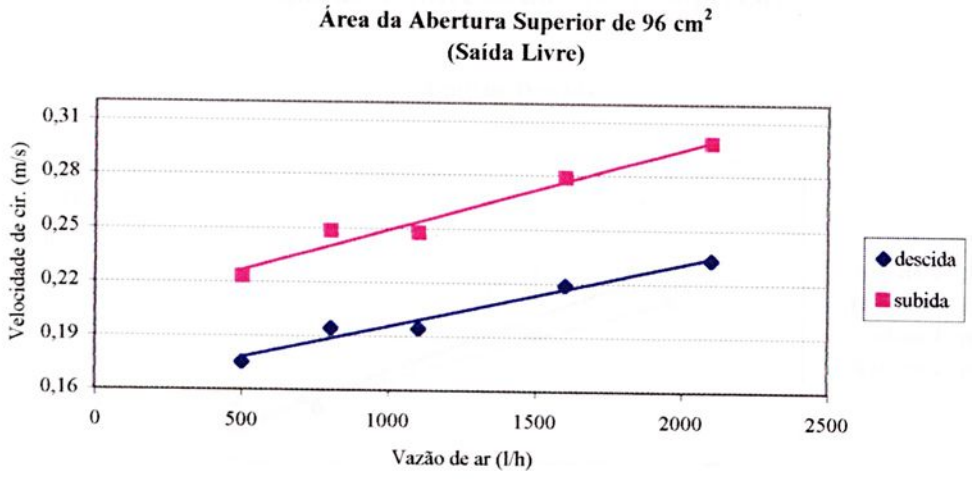


Figura IV.10 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Área = 60 cm²

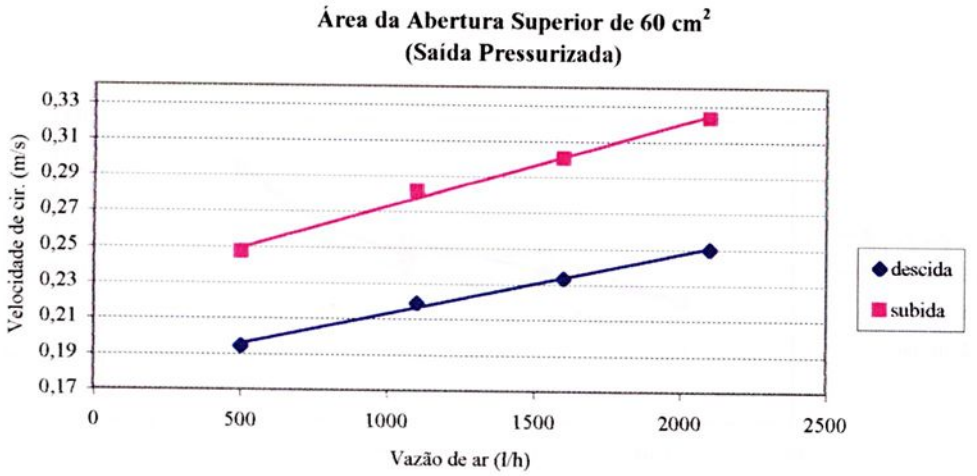


Figura IV.11 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

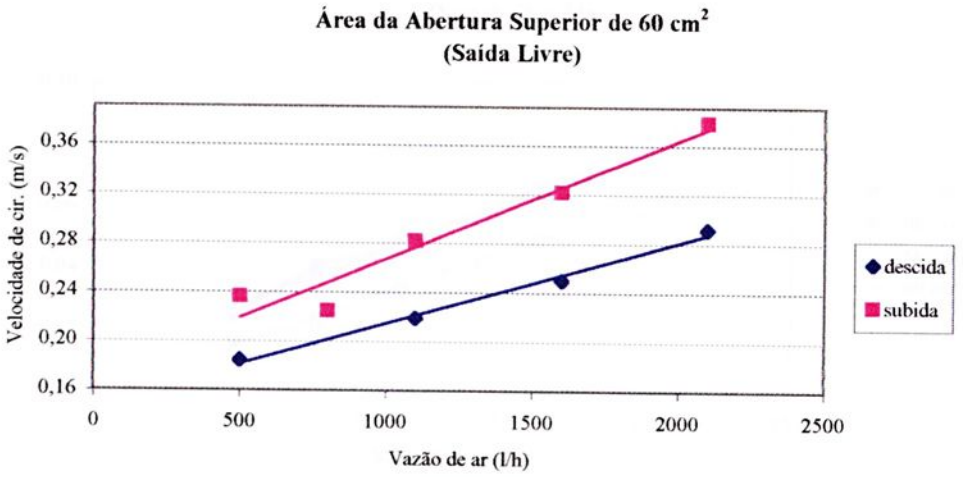


Figura IV.12 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

Comparação entre as aberturas superiores

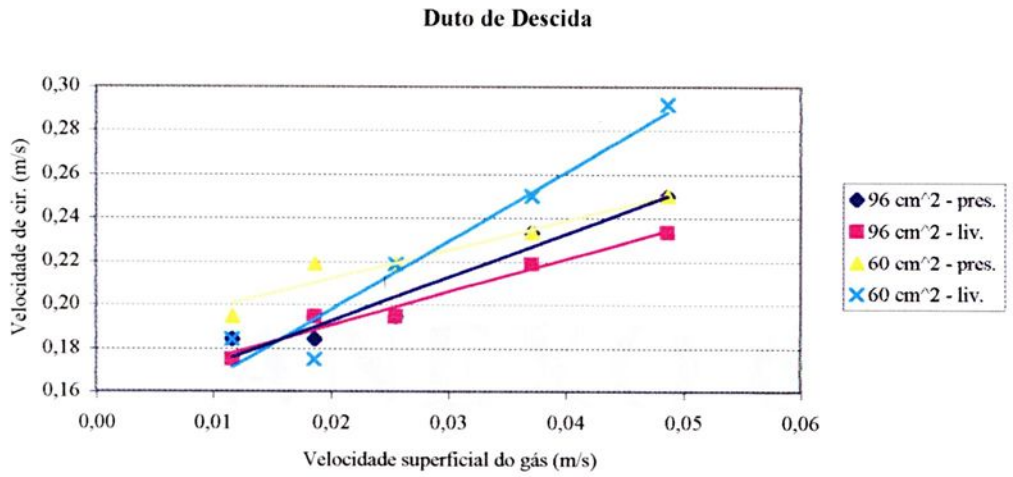


Figura IV.13 – Velocidade de circulação em função da velocidade superficial do gás.

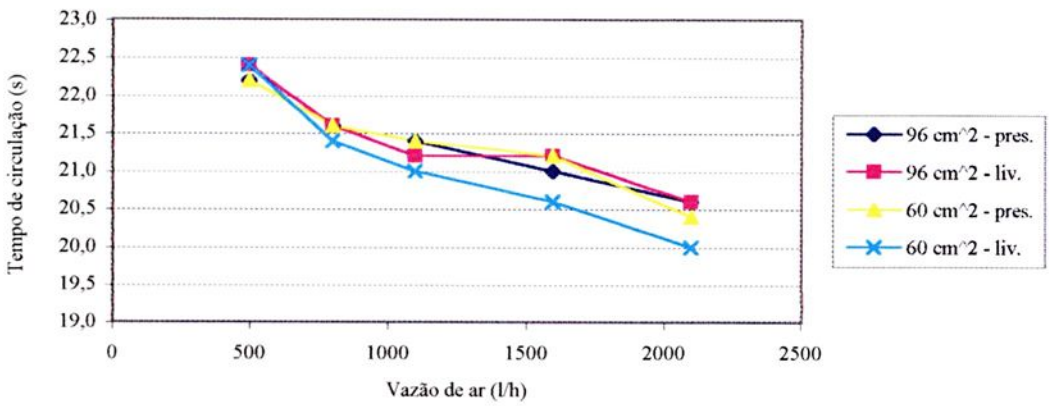


Figura IV.14 – Tempo de circulação em função da vazão de ar.

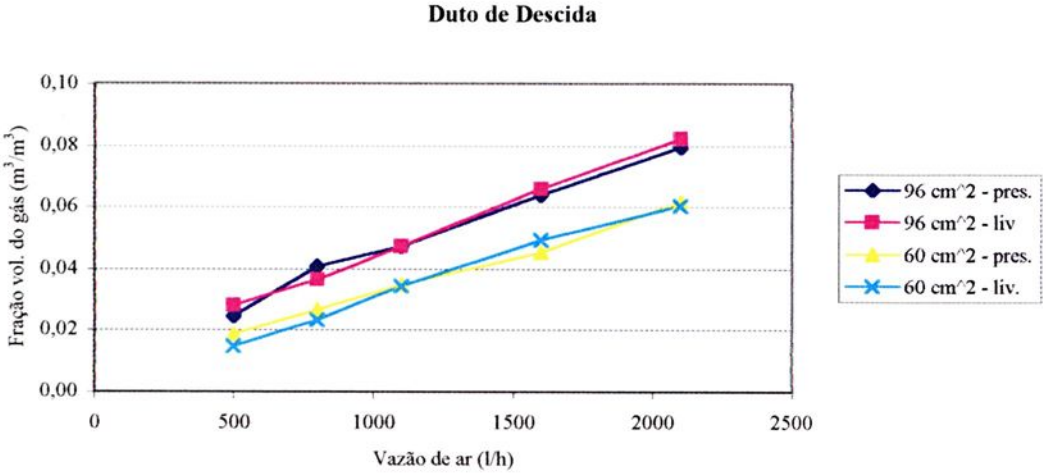


Figura IV.15 – Fração volumétrica do gás em função da vazão de ar.

ANEXO 6

Figuras contendo gráficos de comparação entre as situações 1, 2 e 3

(Efeito com abertura inferior)

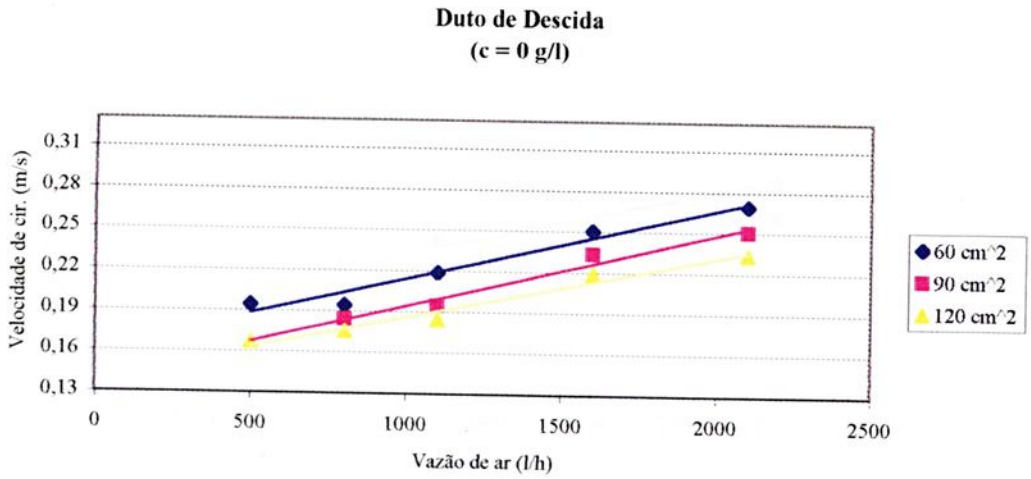


Figura V.1 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

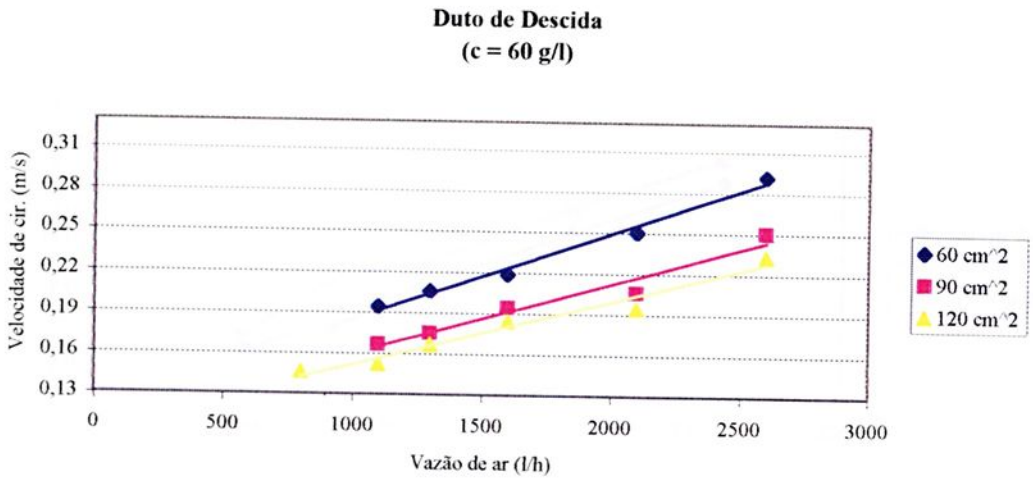


Figura V.2 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

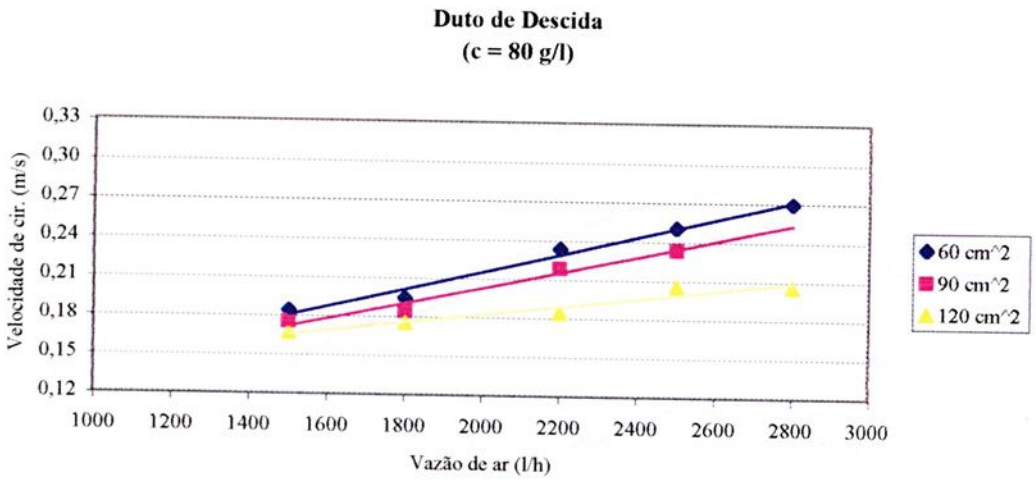


Figura V.3 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

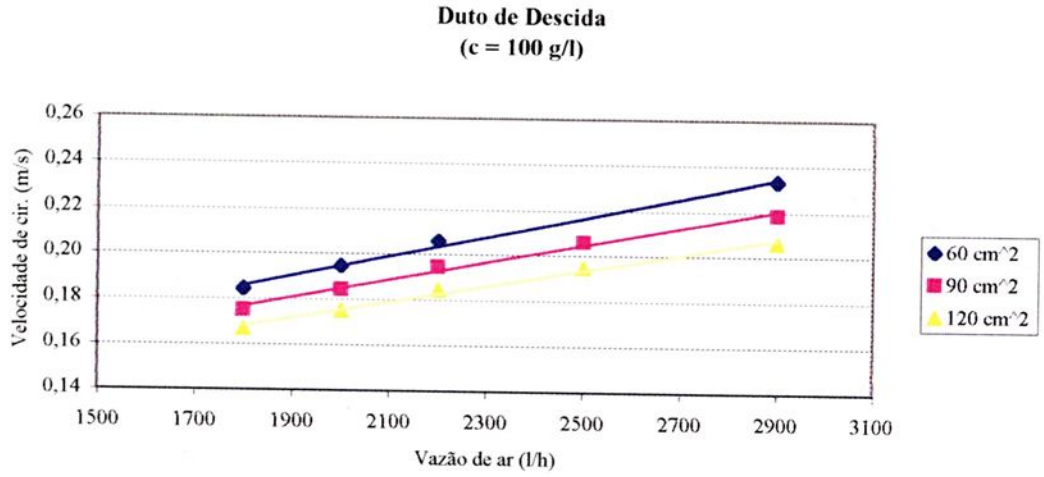


Figura V.4 – Velocidade de circulação em função da vazão de ar.

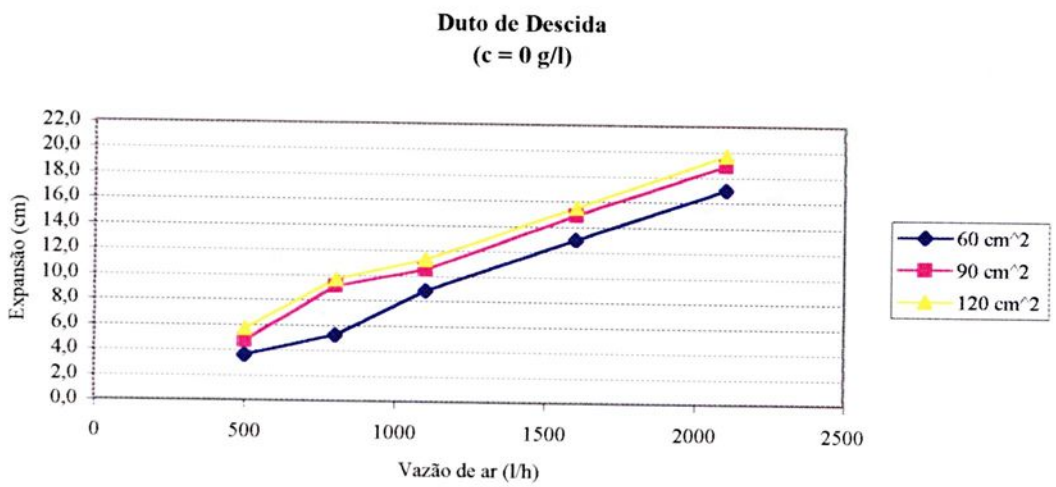


Figura V.5 – Expansão em função da vazão de ar.

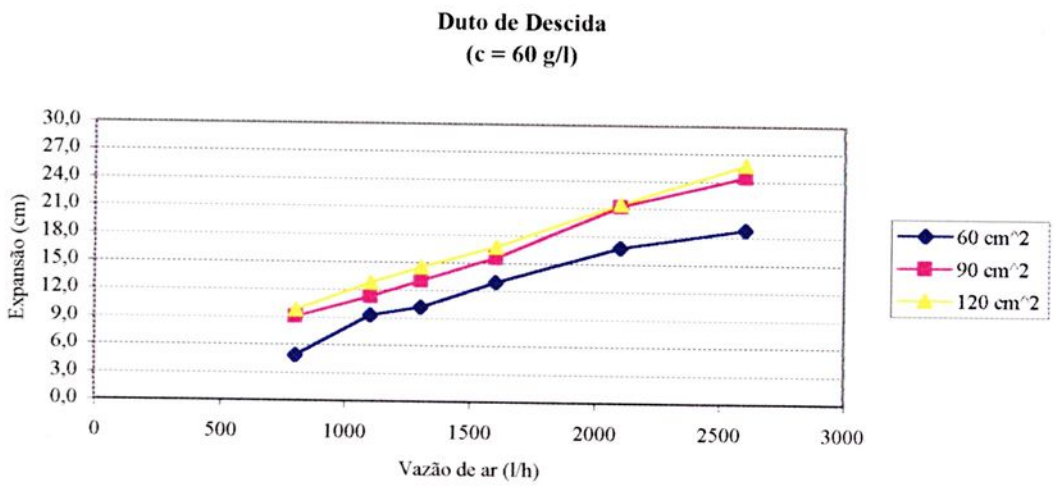


Figura V.6 – Expansão em função da vazão de ar.

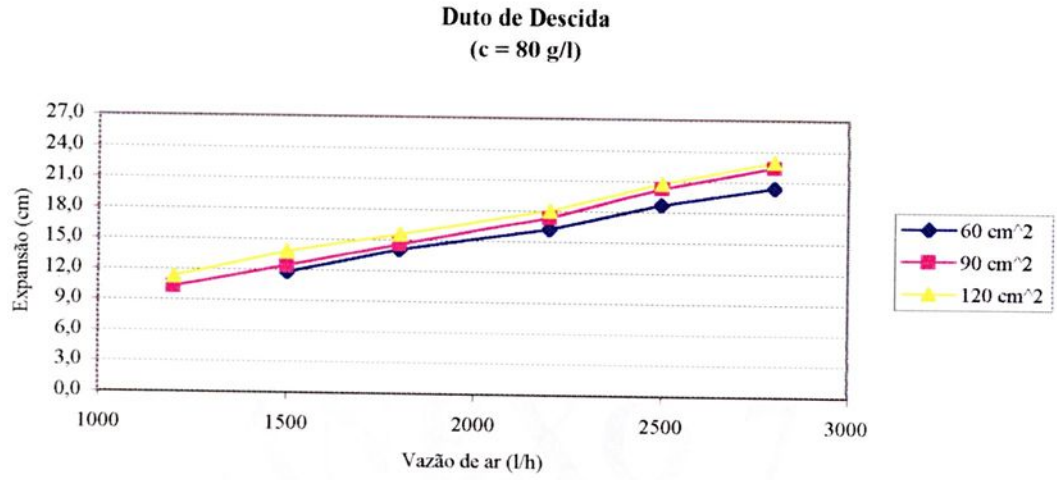


Figura V.7 – Expansão em função da vazão de ar.

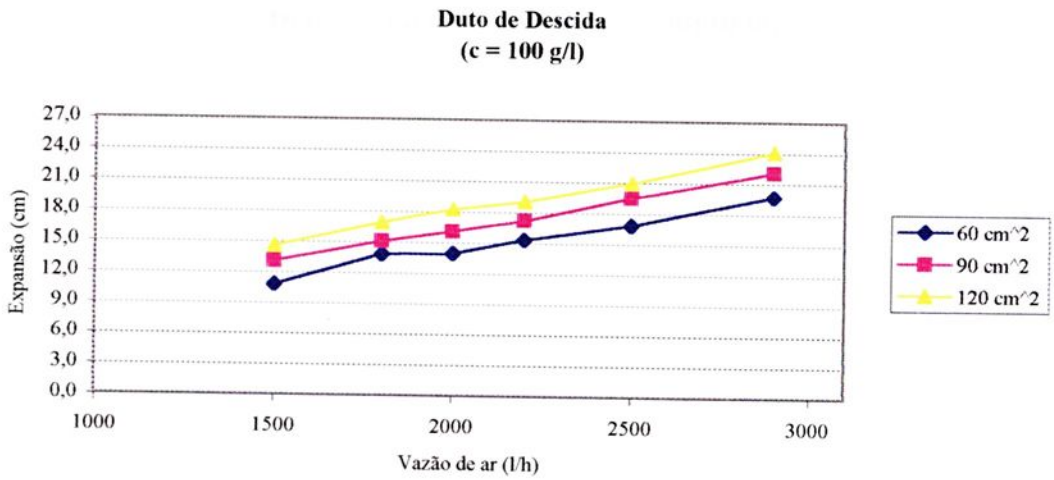


Figura V.8 – Expansão em função da vazão de ar.

ANEXO 7

Figuras contendo gráficos com a 5ª situação

(Determinação da fluidização mínima)

Fluidização Mínima na Partida Hidráulica (Cota do Borbulhador = 10 cm)

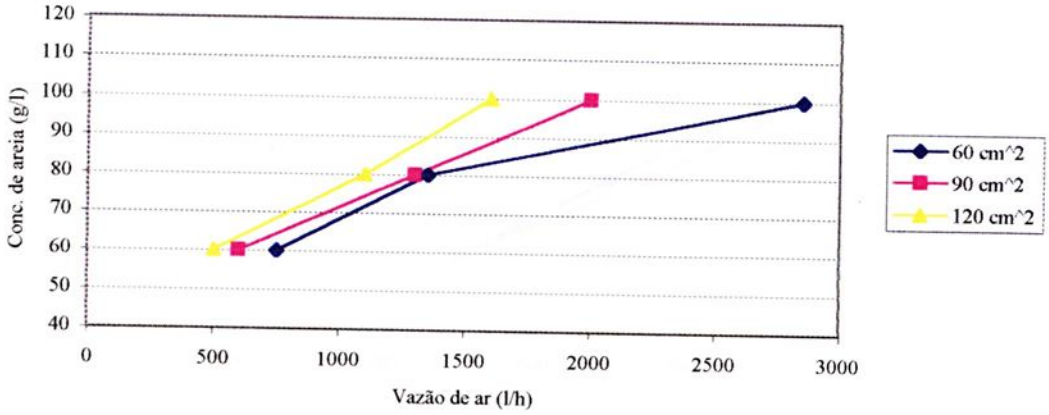


Figura VI.1 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

Fluidização Mínima na Partida Hidráulica (Cota do Borbulhador = 15 cm)

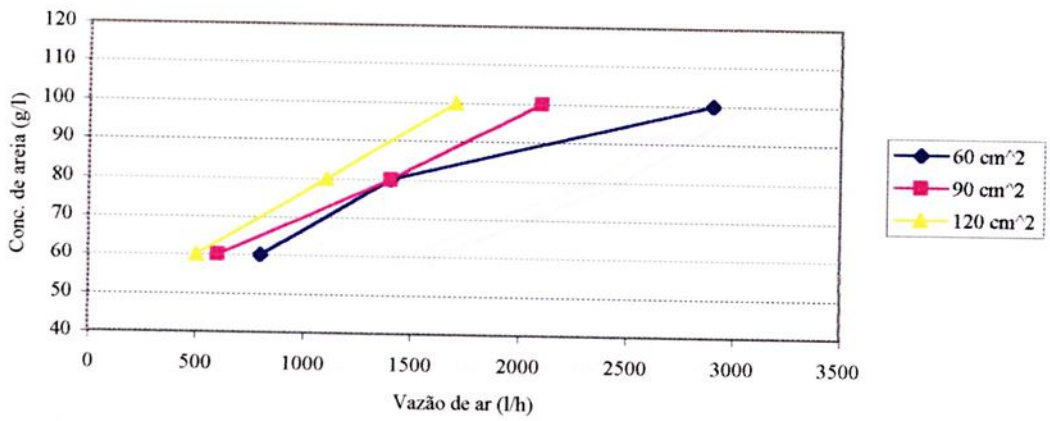


Figura VI.2 - Concentração de areia em função da vazão de ar.

Fluidização Mínima na Partida Hidráulica (Cota do Borbulhador = 30 cm)

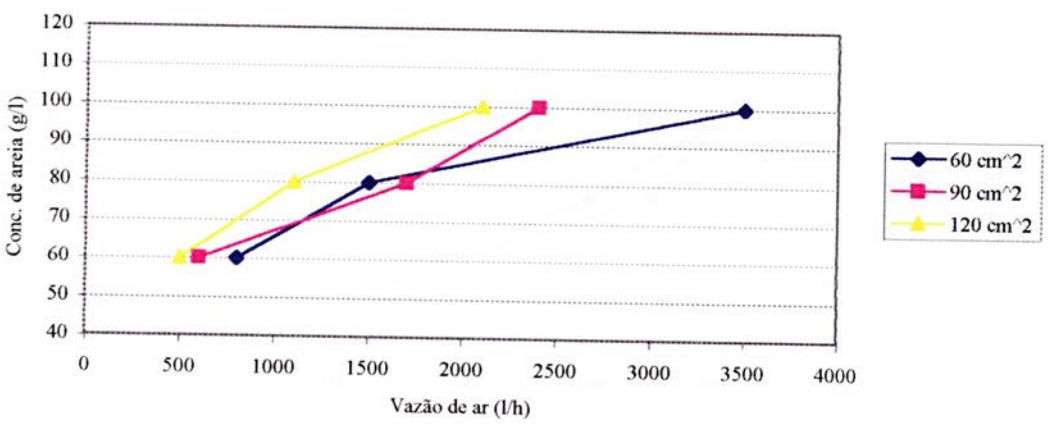


Figura VI.3 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

Fluidização Mínima na Circulação Homogênea (Cota do Borbulhador = 10 cm)

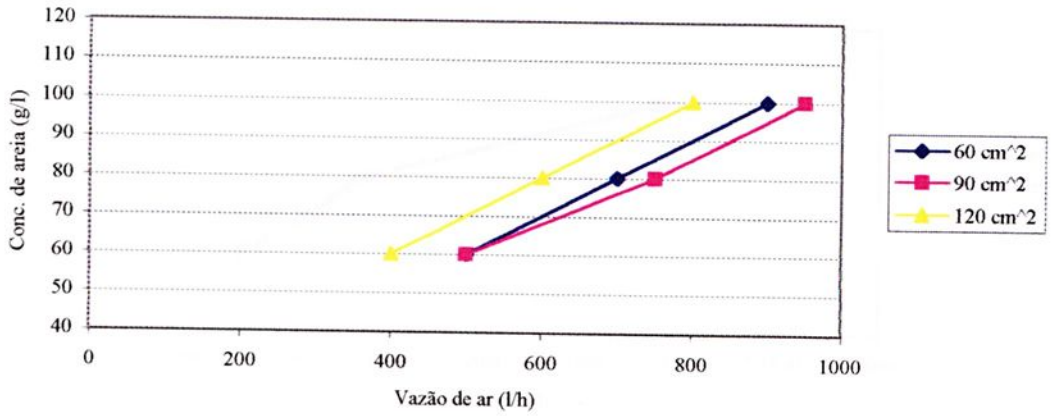


Figura VI.4 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

Fluidização Mínima na Circulação Homogênea (Cota do Borbulhador = 15 cm)

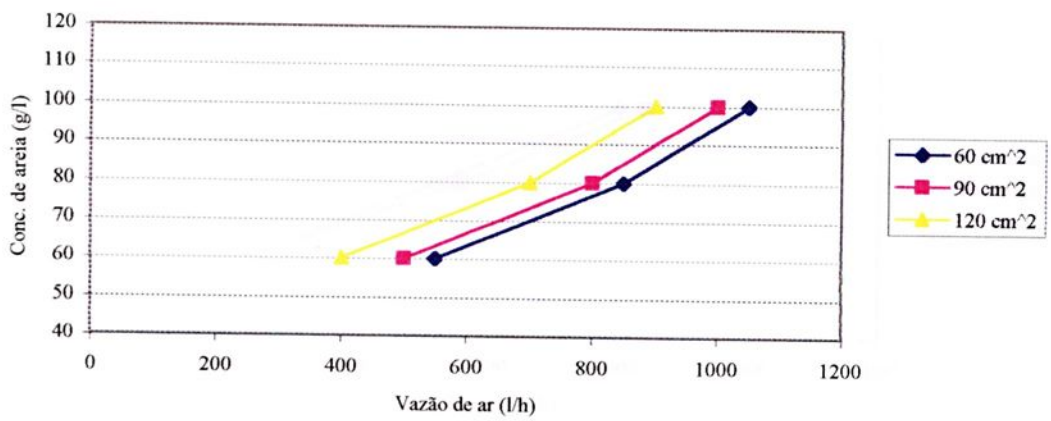


Figura VI.5 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

Fluidização Mínima na Circulação Homogênea (Cota do Borbulhador = 30 cm)

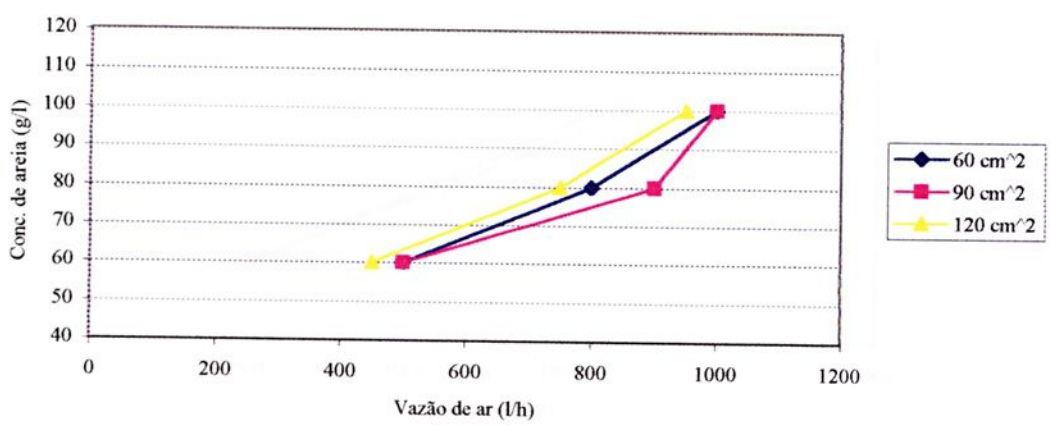


Figura VI.6 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

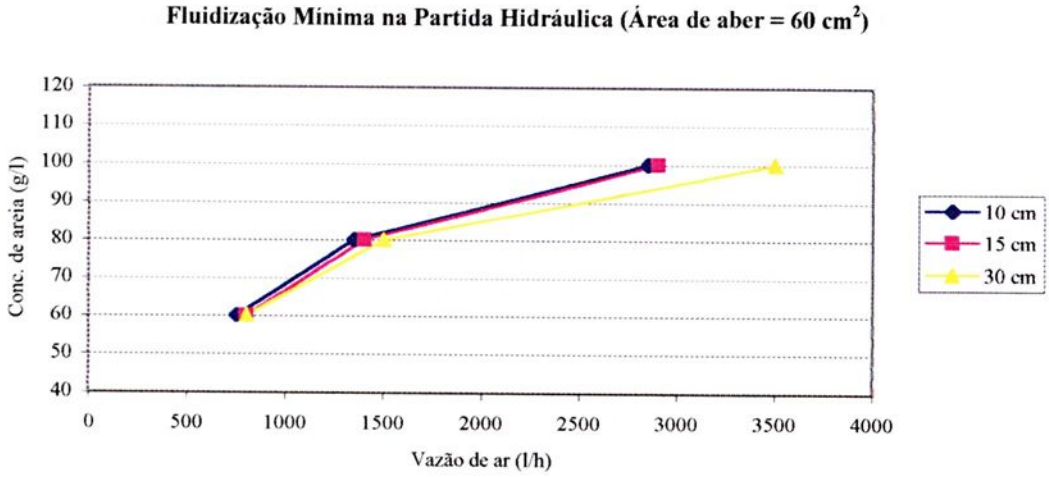


Figura VI.7 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

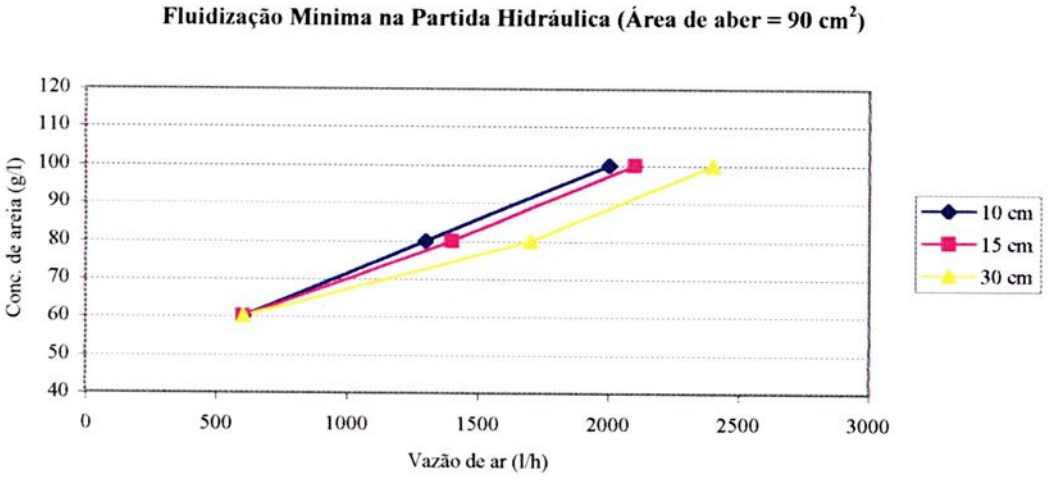


Figura VI.8 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

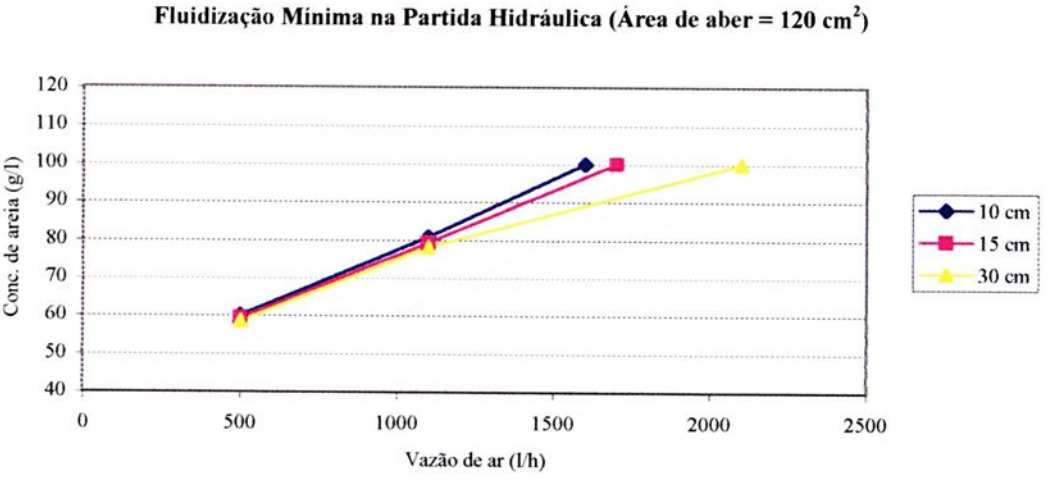


Figura VI.9 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

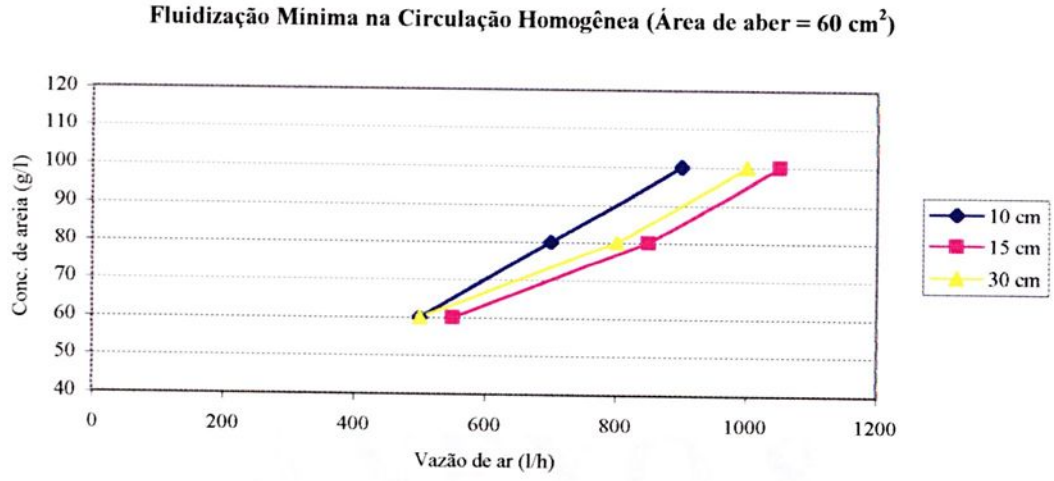


Figura VI.10 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

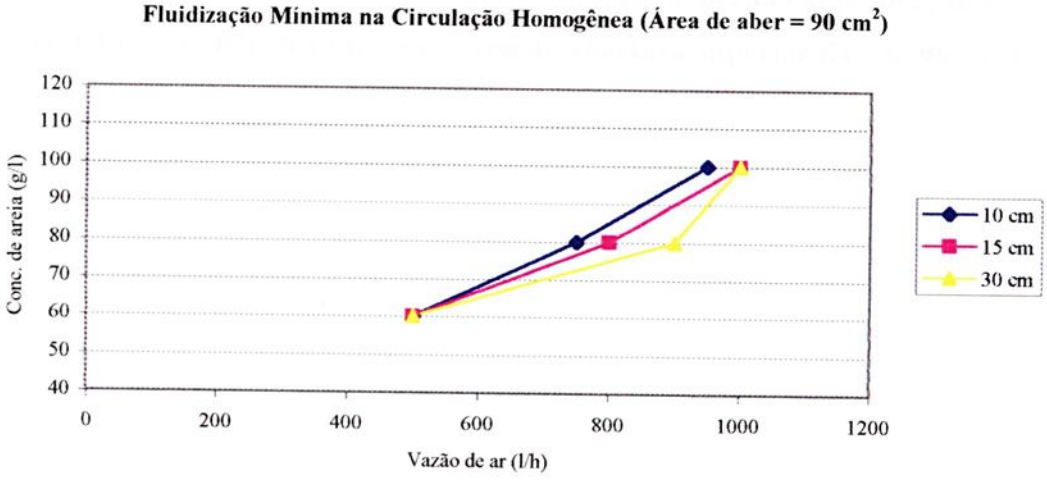


Figura VI.11 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

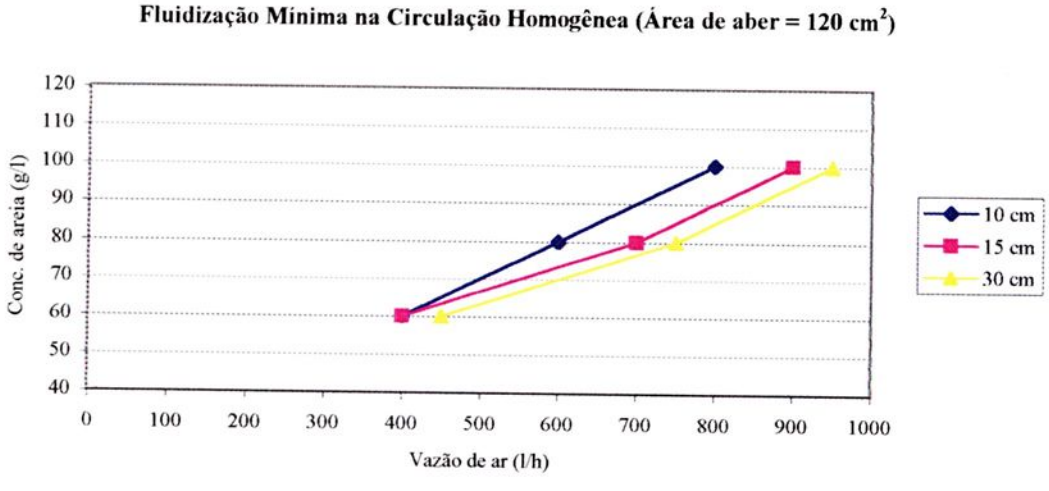


Figura VI.12 – Concentração de areia em função da vazão de ar.

ANEXO 8

Figuras contendo gráficos de determinação de perda carga do reator
(Efeito com abertura inferior - área de abertura superior fixa de 96 cm^2)

cm 1 2 3 4 5 6 7 unesp 1 12 13 14 15 16 17 18

Duto de Subida

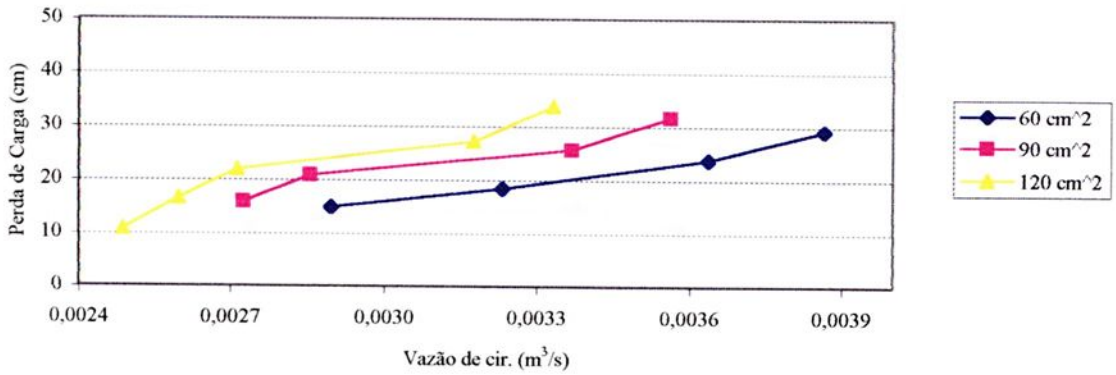


Figura VII.1 – Perda distribuída no duto de subida em função da vazão de circulação.

Duto de Descida

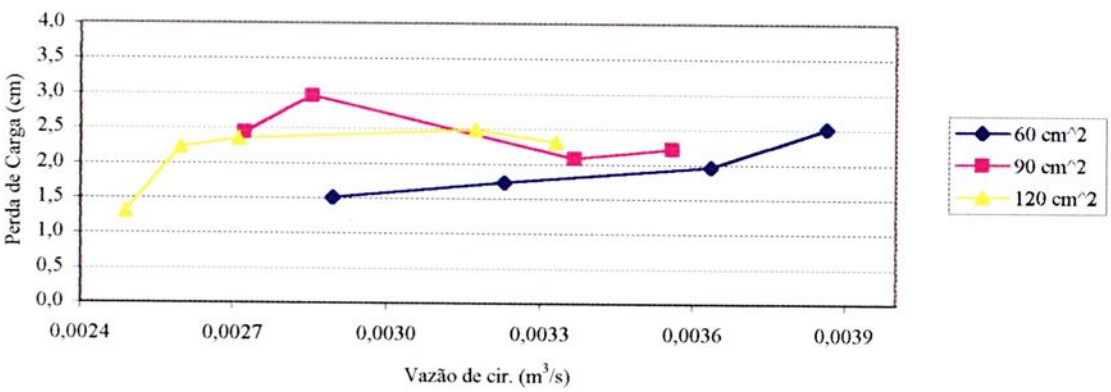


Figura VII.2 – Perda distribuída no duto de descida em função da vazão de circulação.

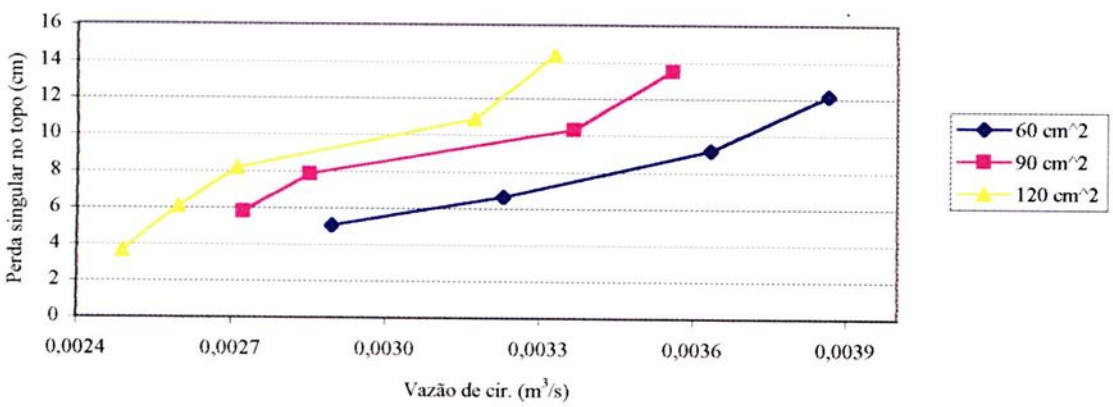


Figura VII.3 – Perda singular no topo em função da vazão de circulação.

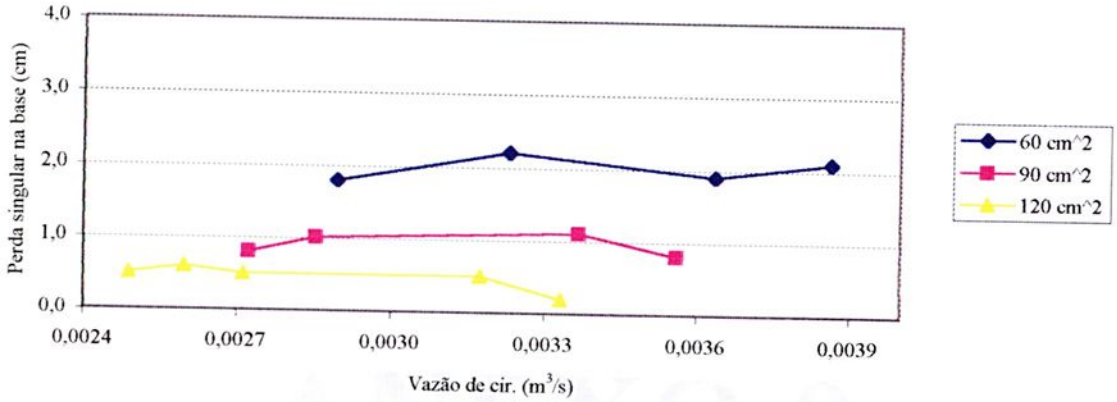


Figura VII.4 – Perda singular na base em função da vazão de circulação.

ANEXO 9

Figuras contendo gráficos de determinação de perda de carga do reator
(Efeito com abertura superior - área de abertura inferior fixa de 120 cm^2)

unesp

Saída Pressurizada
Duto de Subida

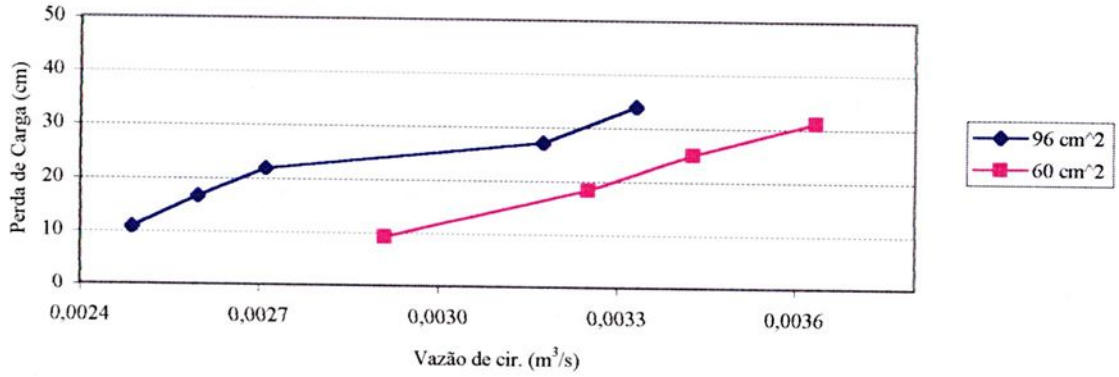


Figura VIII.1 – Perda distribuída no duto de subida em função da vazão de circulação.

Saída Livre
Duto de Subida

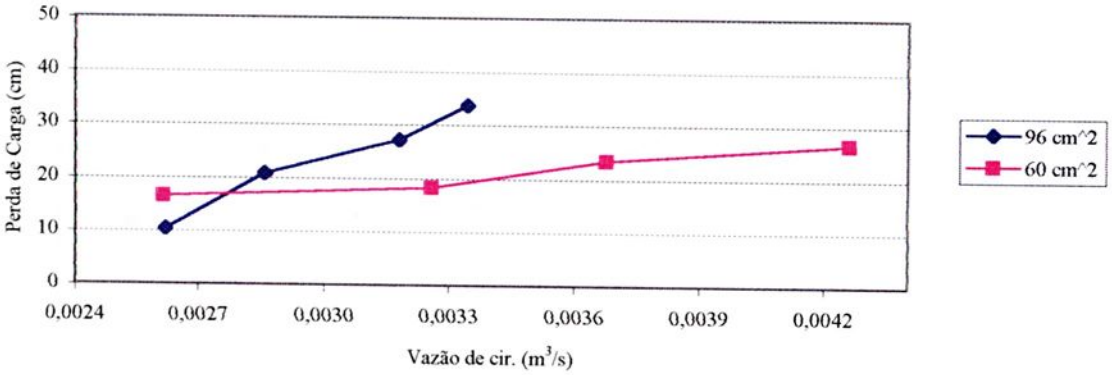


Figura VIII.2 – Perda distribuída no duto de subida em função da vazão de circulação.

Saída Pressurizada
Duto de Descida

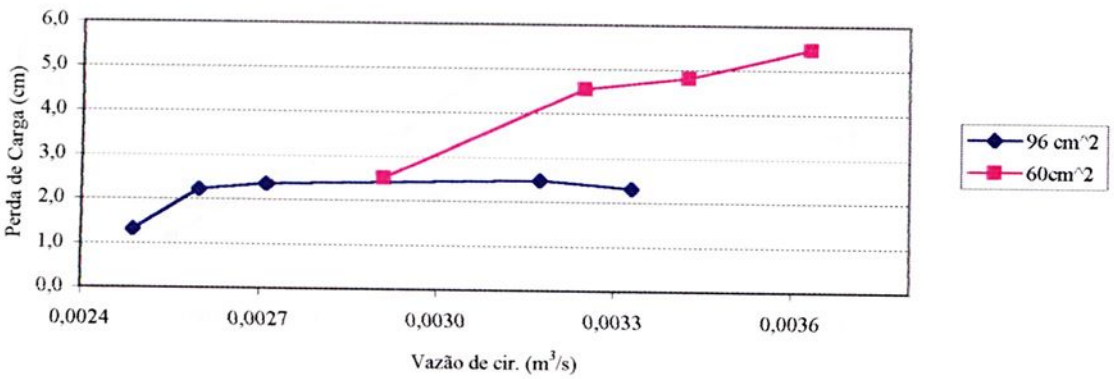


Figura VIII.3 – Perda distribuída no duto de descida em função da vazão de circulação.

Saída Livre
Duto de Descida

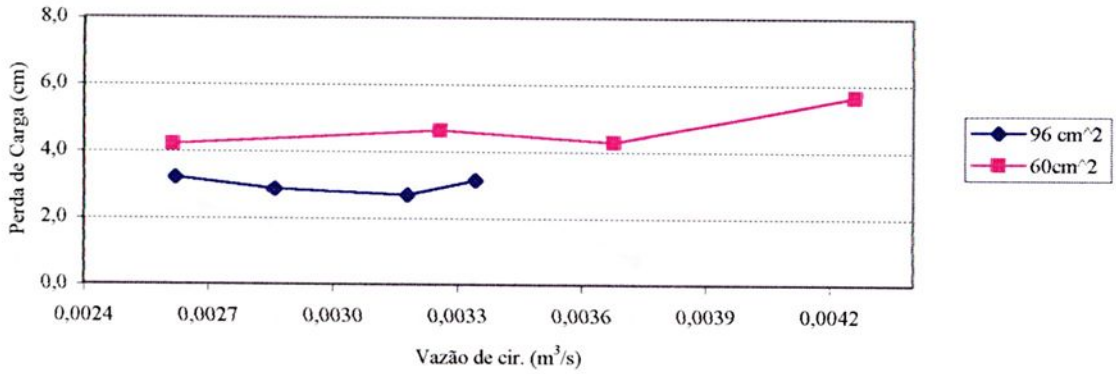


Figura VIII.4 – Perda distribuída no duto de descida em função da vazão de circulação.

Saída Pressurizada

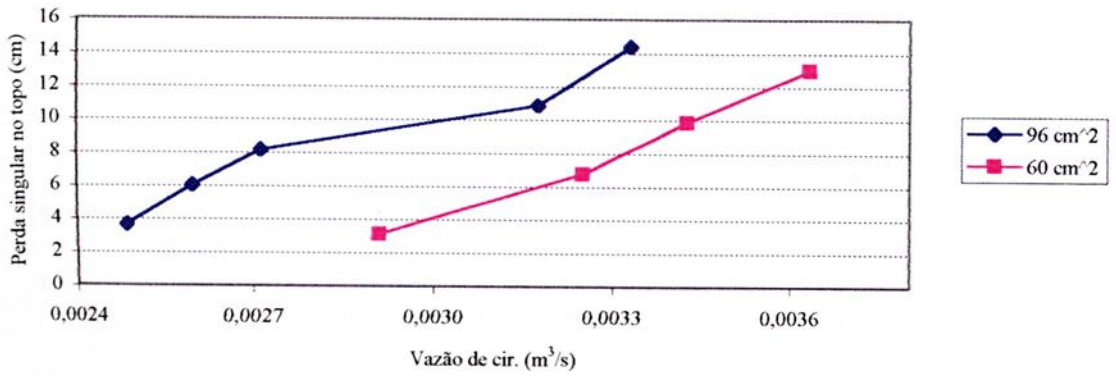


Figura VIII.5 – Perda singular no topo em função da vazão de circulação.

Saída Livre

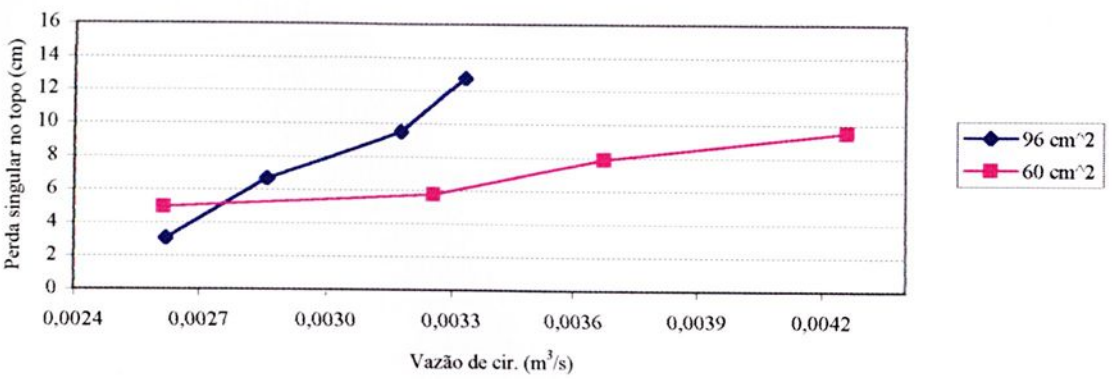


Figura VIII.6 – Perda singular no topo em função da vazão de circulação.

Saída Pressurizada

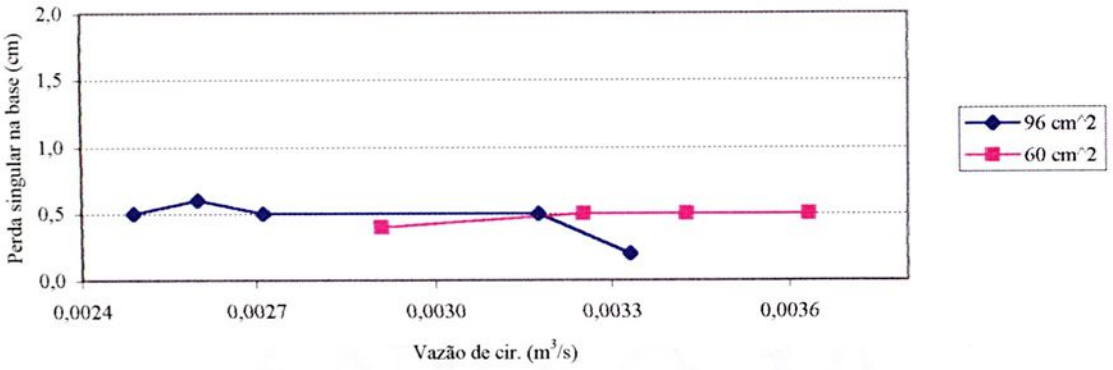


Figura VIII.7 – Perda singular na base em função da vazão de circulação.

Saída Livre

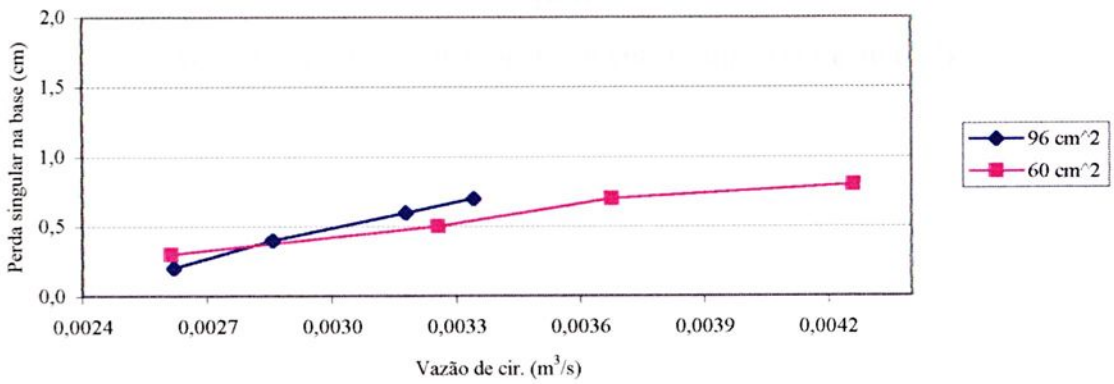


Figura VIII.8 – Perda singular na base em função da vazão de circulação.

ANEXO 10

Figuras contendo gráficos dos ensaios de velocidade de circulação do líquido

(Área de abertura inferior de 60 cm^2 e superior de 96 cm^2)

Concentração de 0 g/l

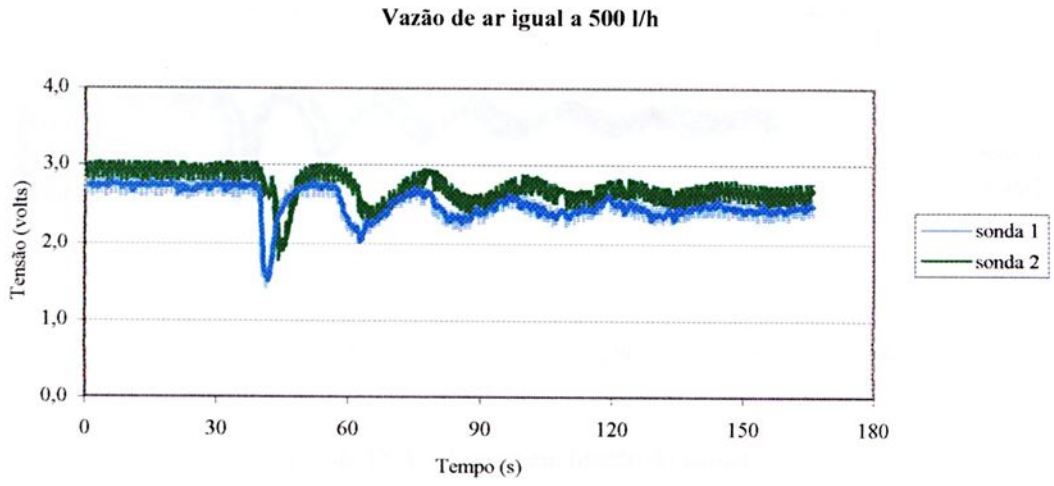


Figura IX.1 – Tensão em função do tempo.

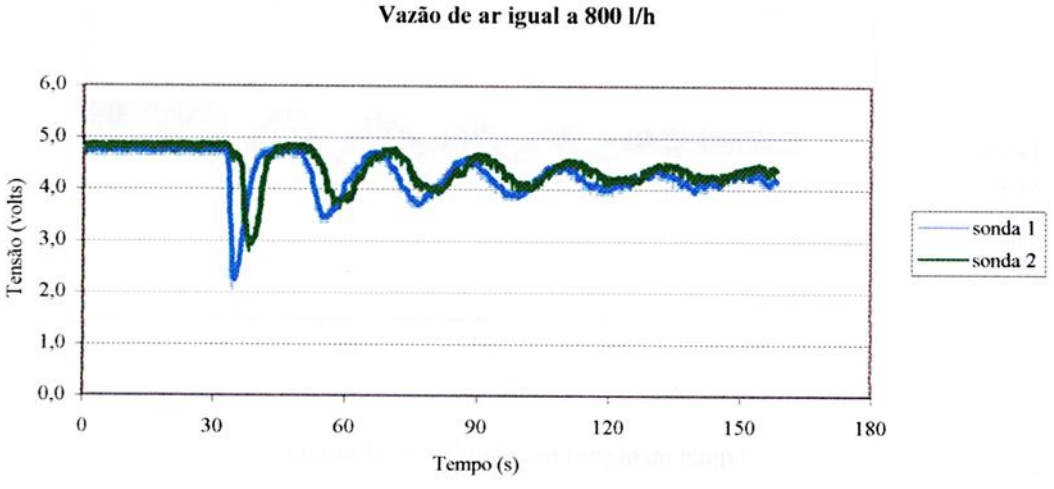


Figura IX.2 – Tensão em função do tempo.

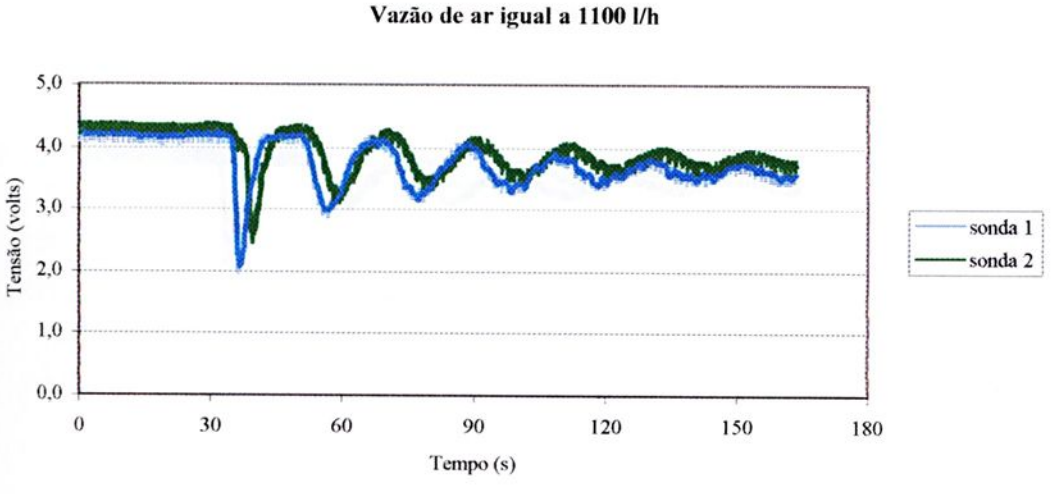


Figura IX.3 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1600 l/h

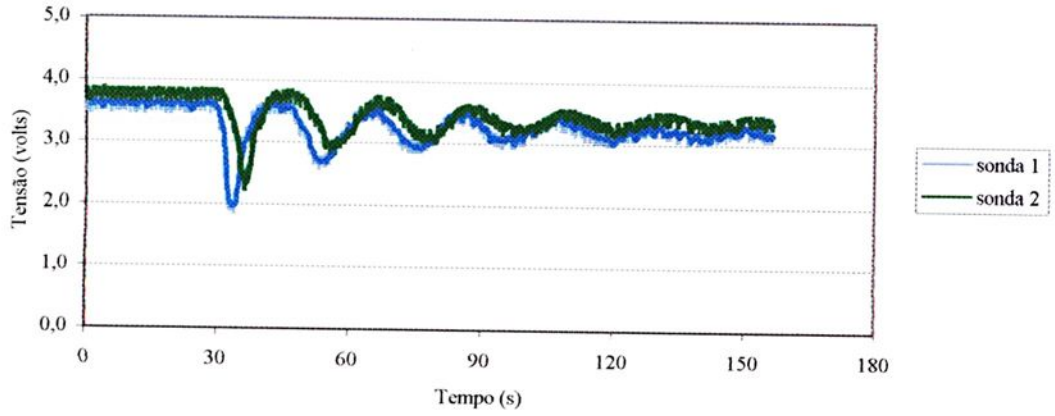


Figura IX.4 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 2100 l/h

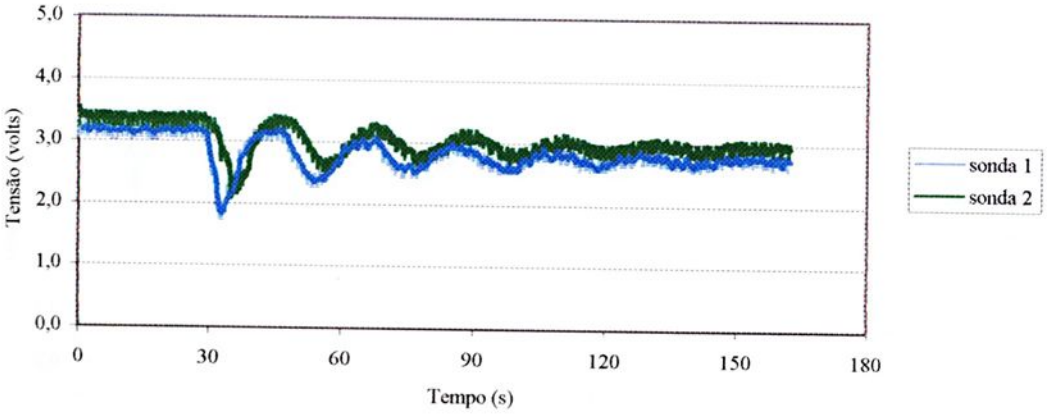


Figura IX.5 – Tensão em função do tempo.

Concentração de 60 g/l

Vazão de ar igual a 800 l/h

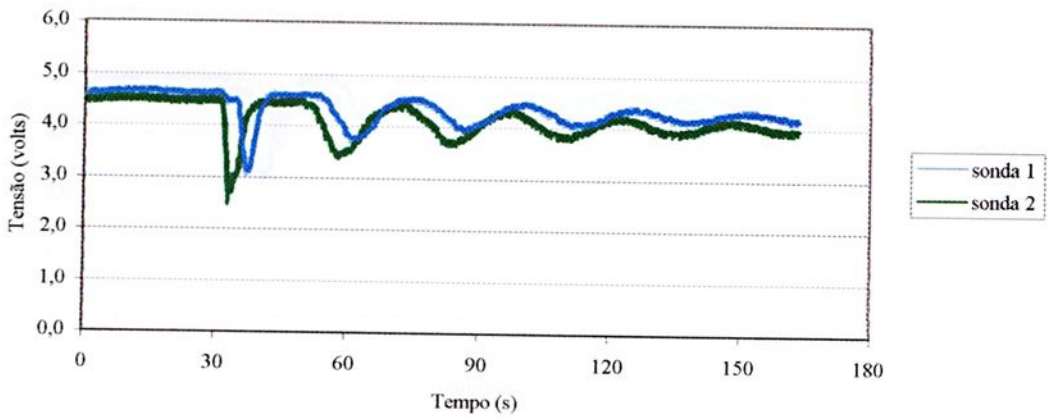


Figura IX.6 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1100 l/h

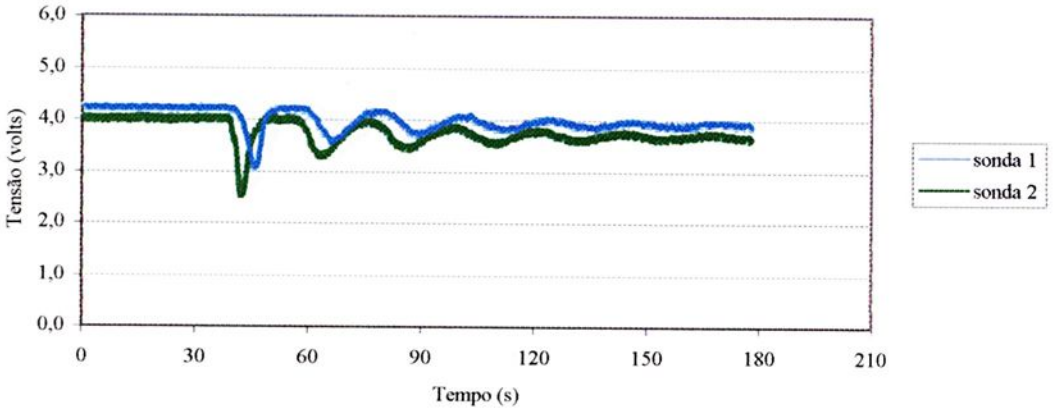


Figura IX.7 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1300 l/h

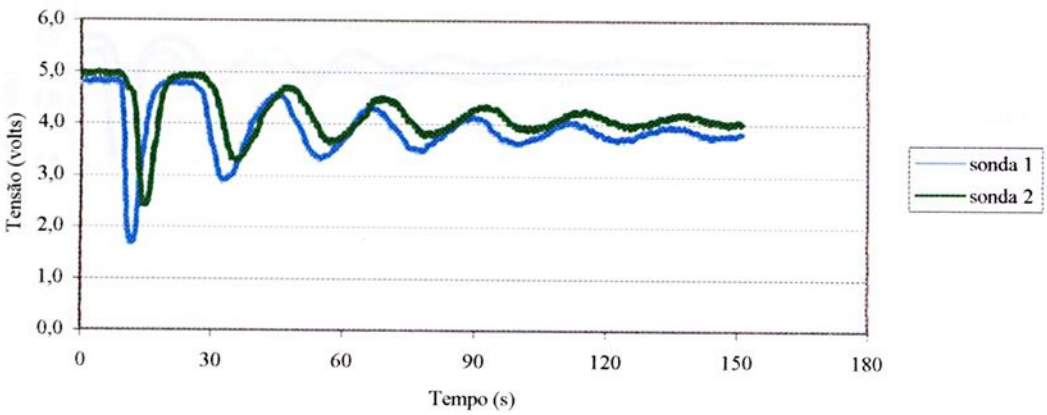


Figura IX.8 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1600 l/h

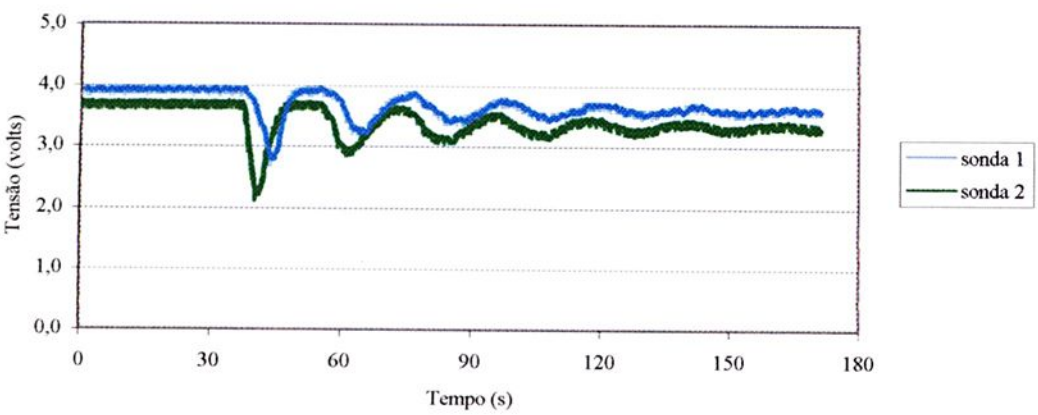


Figura IX.9 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 2100 l/h

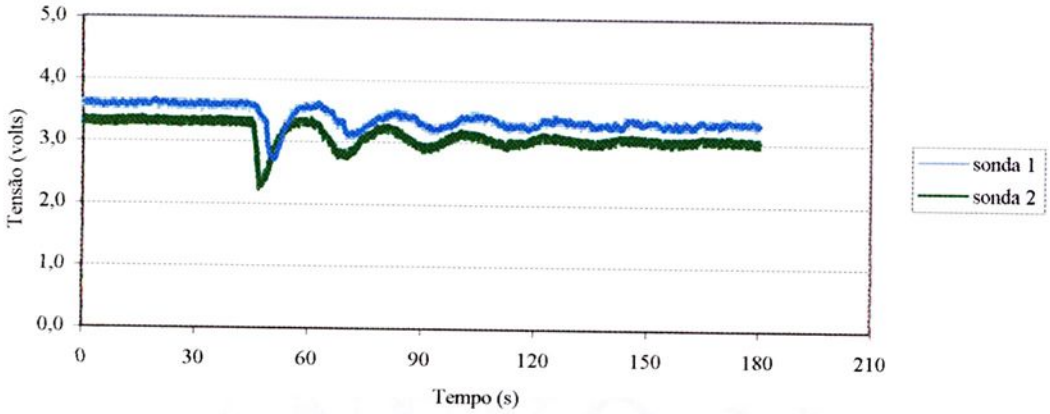


Figura IX.10 – Tensão em função do tempo.

Vazão de ar igual a 2600 l/h

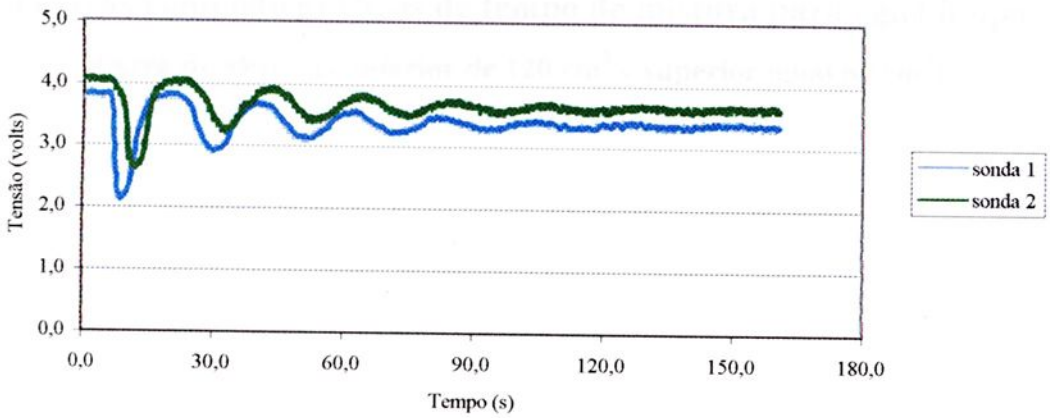


Figura IX.11 – Tensão em função do tempo.

ANEXO 11

Figuras contendo gráficos de tempo de mistura para água limpa

(Área de abertura inferior de 120 cm^2 e superior igual 60 cm^2)

Vazão de ar igual a 500 l/h

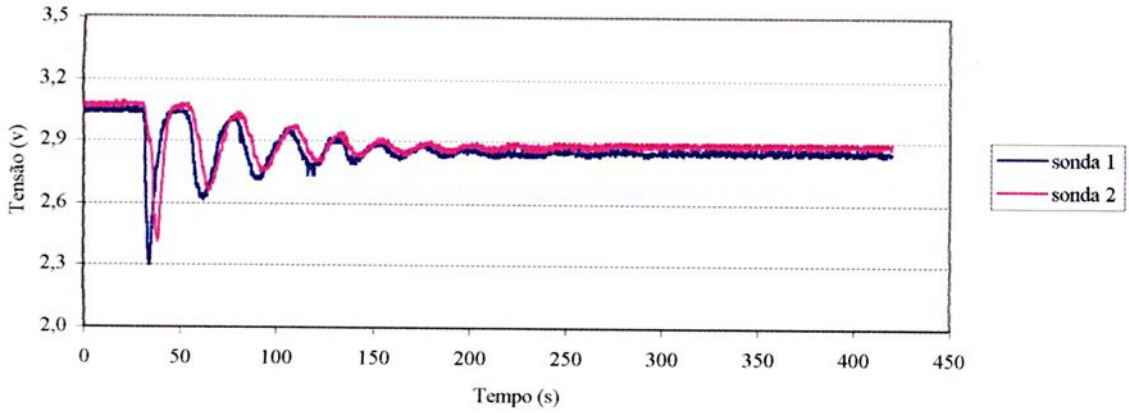


Figura X.1 – Tensão em função do tempo.

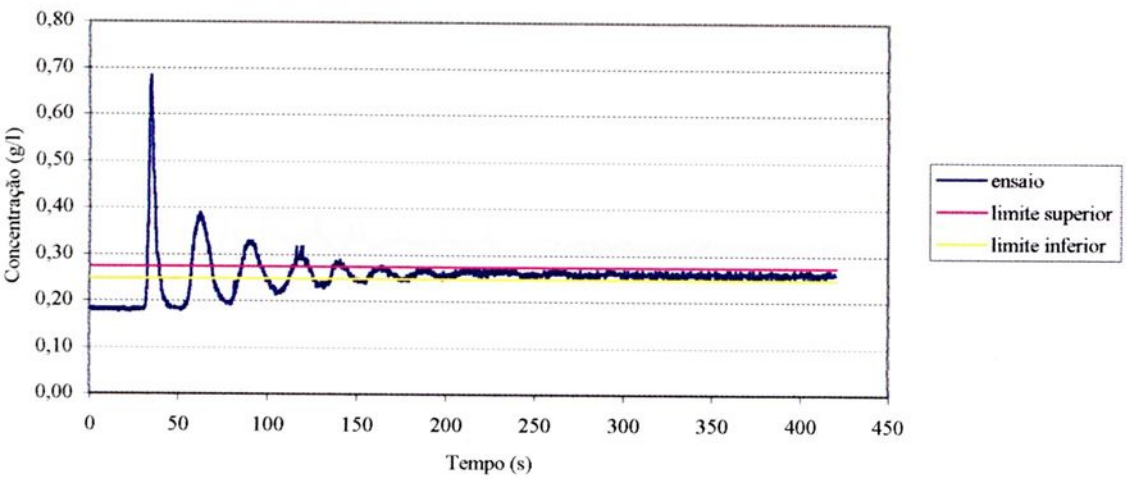


Figura X.2 – Concentração em função do tempo.

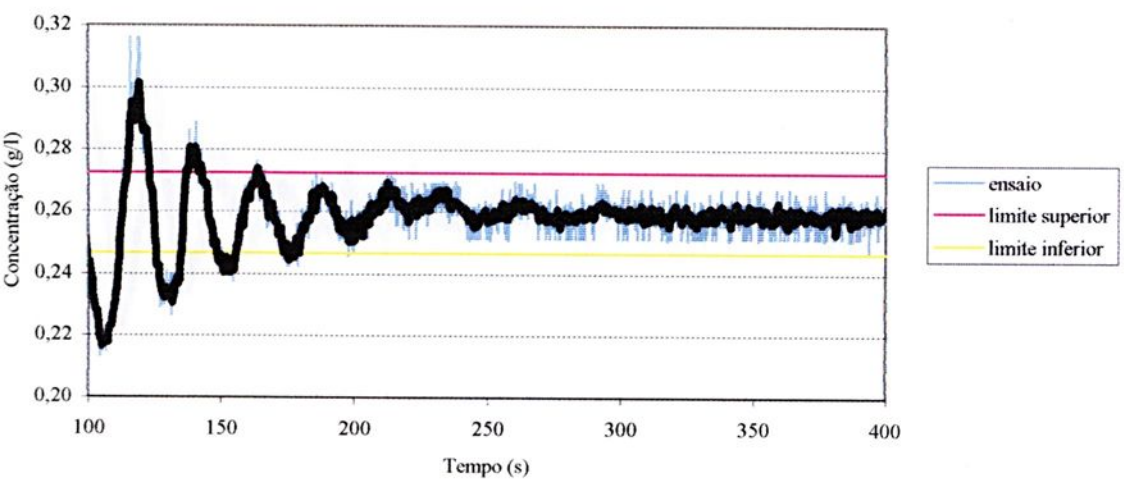


Figura X.3 – Concentração em função do tempo.

Vazão de ar igual a 800 l/h

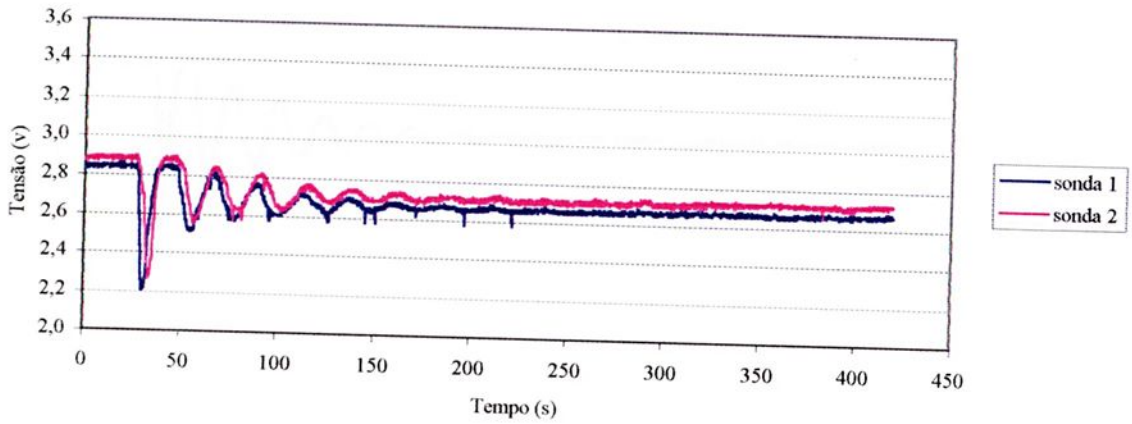


Figura X.4 – Tensão em função do tempo.

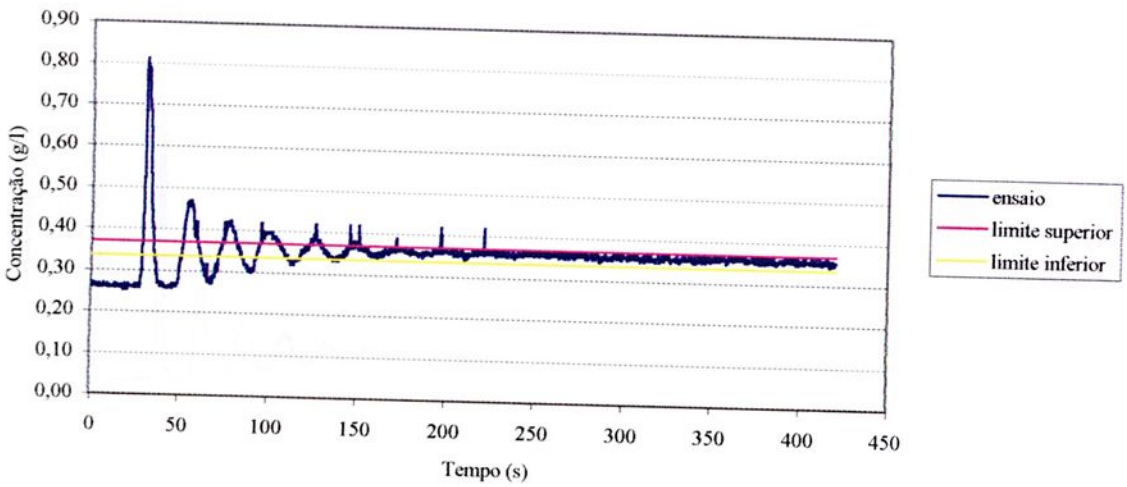


Figura X.5 – Concentração em função do tempo.

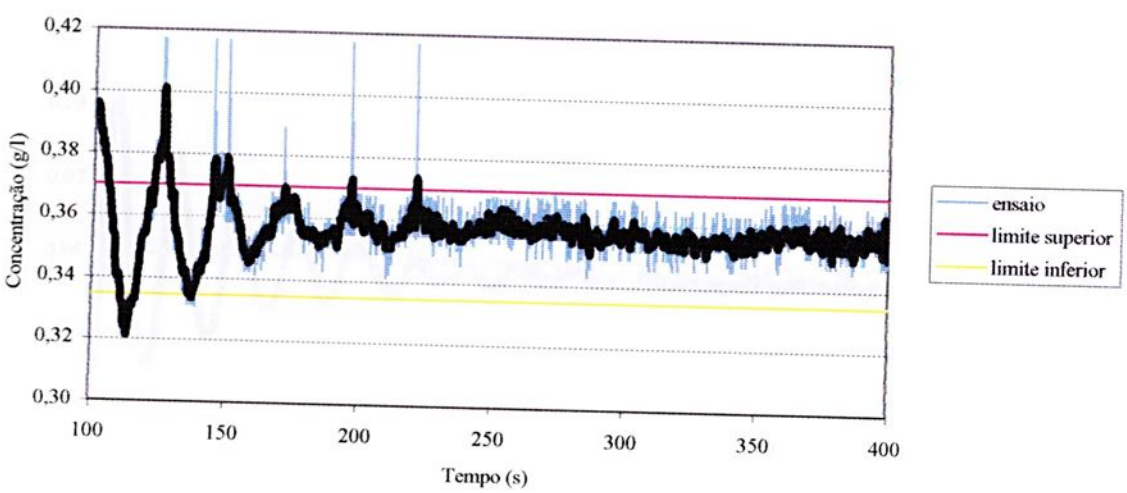


Figura X.6 - Concentração em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1100 l/h

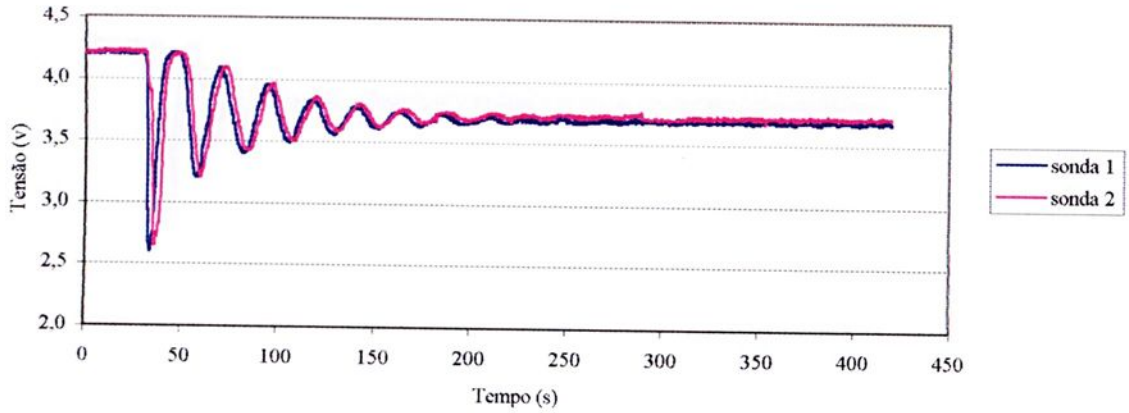


Figura X.7 – Tensão em função do tempo.

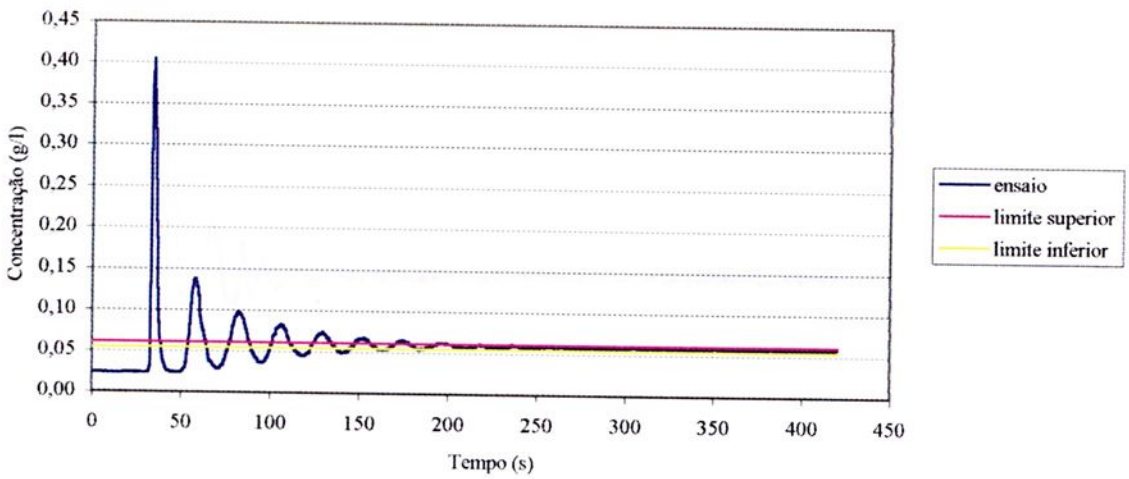


Figura X.8 - Concentração em função do tempo.

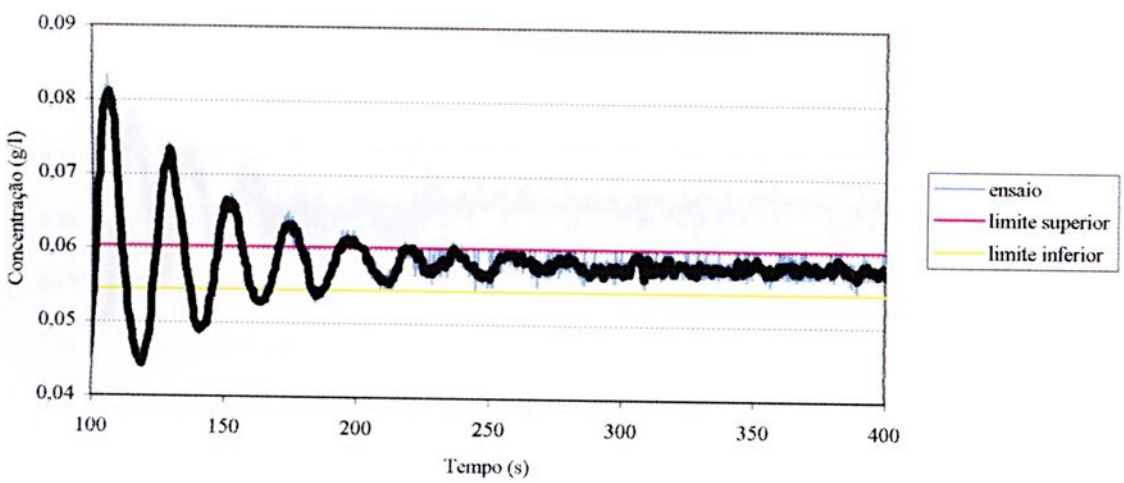


Figura X.9 - Concentração em função do tempo.

Vazão de ar igual a 1600 l/h

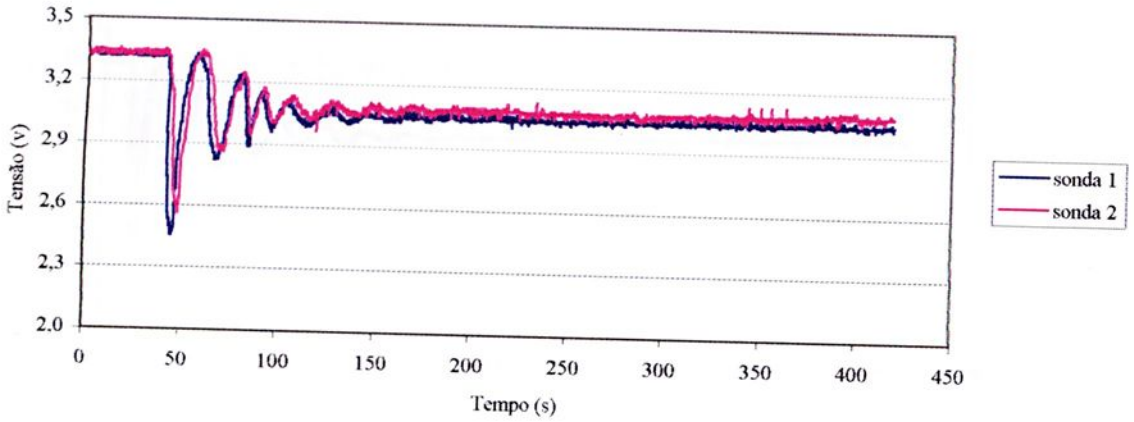


Figura X.10 – Tensão em função do tempo.

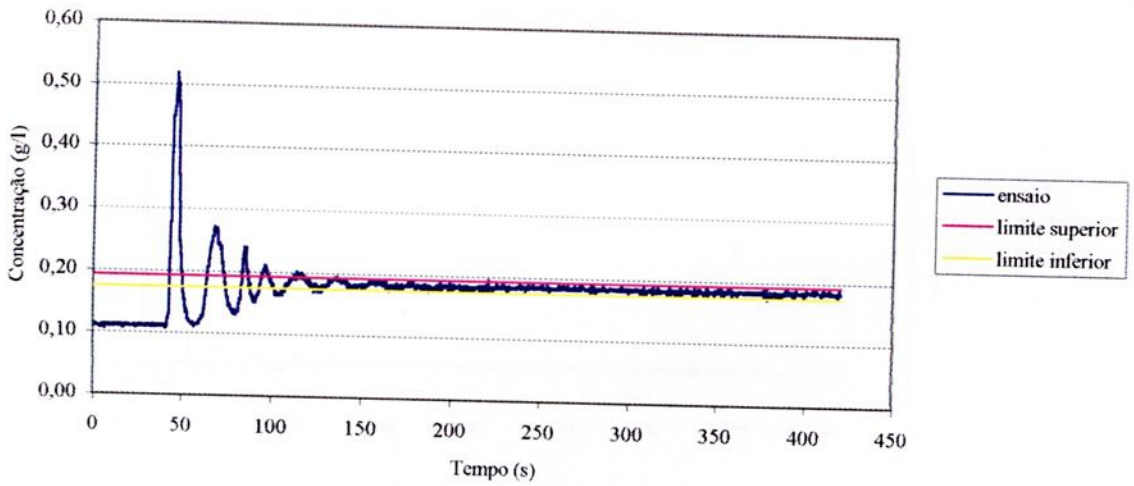


Figura X.11 – Concentração em função do tempo.

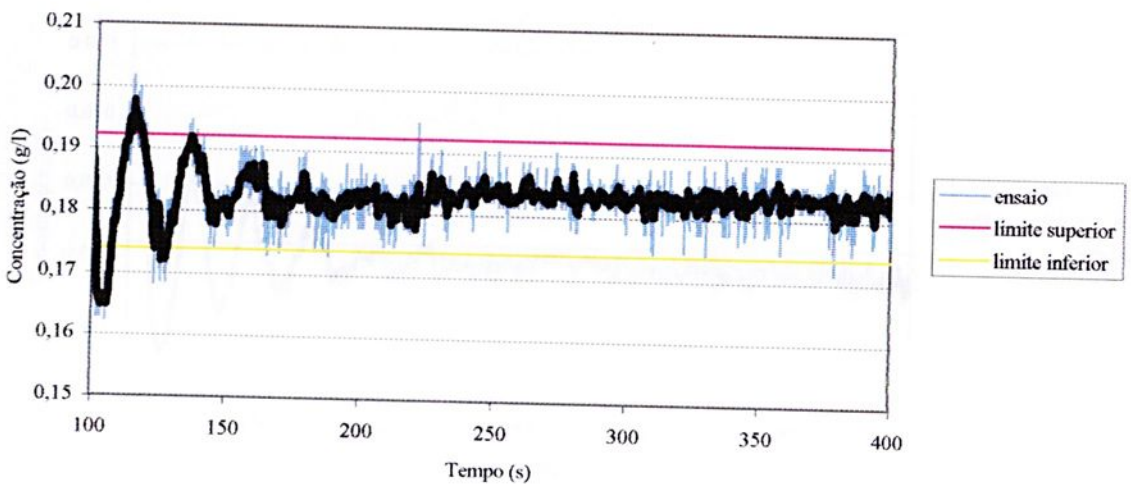


Figura X.12 – Concentração em função do tempo.

Vazão de ar igual a 2100 l/h

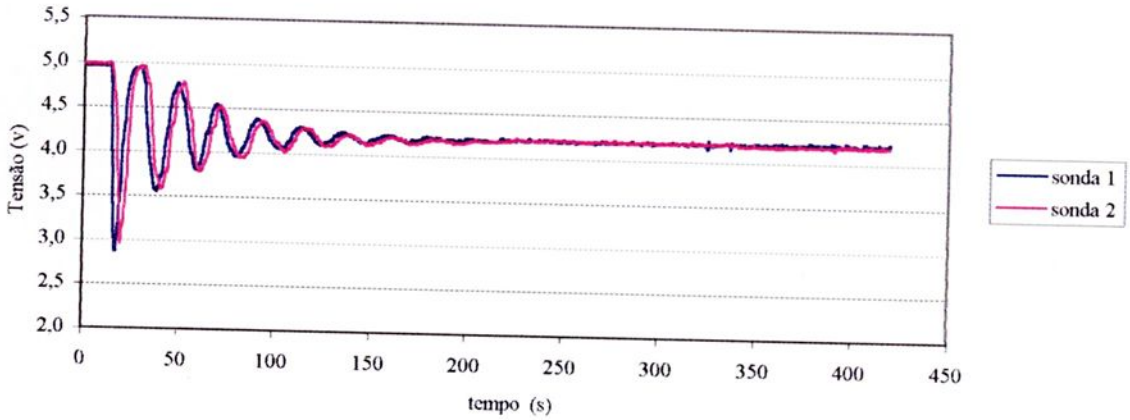


Figura X.13 – Tensão em função do tempo.

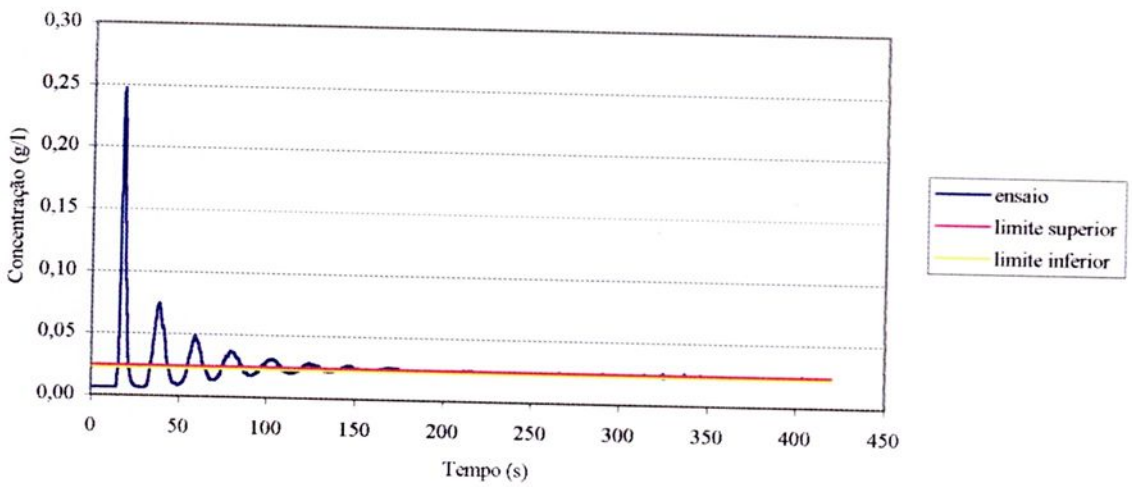


Figura X.14 – Concentração em função do tempo.

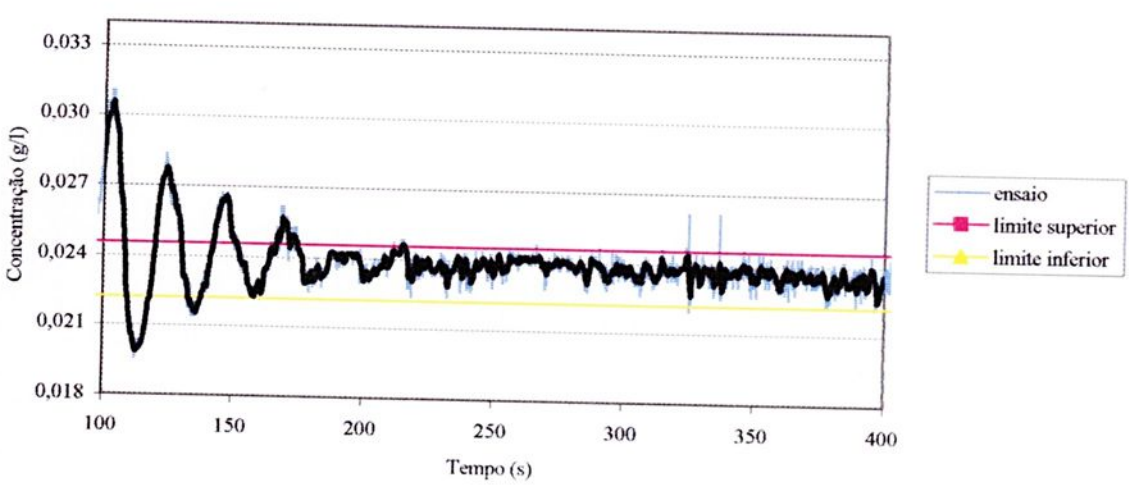


Figura X.15 – Concentração em função do tempo.

unesp

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