# AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA NUM ESCOAMENTO BIFÁSICO DE GÁS E LÍQUIDO UTILIZANDO-SE UM MISTURADOR SUPERSÔNICO

**António Filipe Falcão de Montalvão**

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO, COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA CIVIL.

Aprovada por :

Prof. Carlos Russo , Ph.D.
(Presidente)

Prof. Rui Carlos Vieira da Silva, D.Sc.

Prof. Flávio César Borba Mascarenhas, D.Sc.

Prof. Alcir de Faro Orlando , Ph.D.

Eng. Geraldo Afonso Spinelli Martins Ribeiro, Ph.D.

**Rio de Janeiro, RJ - Brasil**
**Março de 1996**

**Montalvão, António Filipe Falcão de**

Avaliação experimental do coeficiente de transferência de massa num escoamento bifásico de gás e líquido utilizando um misturador supersônico [ Rio de Janeiro] 1996.

XVI, 56 p.29,7cm, VIII anexoA, XX anexoB, XXVIII anexoC, XVII anexoD ,X anexoE, 9 p. anexoF, 14 p. anexoG.

(COPPE / UFRJ, D.Sc, Engenharia Civil,1996)

Tese - Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE

1. Transferência de massa em tratamento de águas e efluentes.

I. COPPE / URFJ II. Título (série)

AGRADECIMENTOS

Ao professor Carlos Russo e Rui Carlos Vieira da Silva pelo incentivo e colaboração durante todo o processo de orientação desta Tese.

À Gerência de Tecnologia da WHITE MARTINS GASES INDUSTRIAIS S.A. pelo incentivo e investimento realizado no aparato experimental.

Ao engenheiro Marcelo Figueira de Almeida e Albuquerque que acreditou e tornou possível junto à WHITE MARTINS o investimento necessário para o desenvolvimento desta Tese.

Ao engenheiro José Paulo Ribeiro pelo apoio na manutenção de mão de obra e equipamentos da planta de testes.

Ao estudante de Engenharia Química, José Eugênio Espósito, pelo auxílio dispensado na operação da planta de testes.

Ao projetista Marcos Vilanova pelos desenhos esquemáticos realizados.

Aos professores : Rui Carlos Vieira da Silva , Carlos Russo , Flávio César Borba Mascarenhas, Alcir de Faro Orlando e ao engenheiro Geraldo Afonso Spinelli Martins Ribeiro por participarem desta banca de tese.

Aos meus amigos e colegas de trabalho que me incentivaram no desenrolar desta Tese.

À minha mãe e em memoria de meu pai, pelos exemplos de integridade e carinho com que me incentivaram desde o inicio da minha vida.

À minha esposa Marise pela compreensão, amor e apoio na realização desta tese.

Resumo de Tese apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências (D.Sc.)

AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA NUM ESCOAMENTO BIFÁSICO DE GÁS E LÍQUIDO UTILIZANDO-SE UM MISTURADOR SUPERSÔNICO

António Filipe Falcão de Montalvão

Março 1996

Orientadores : Prof. Carlos Russo,Ph.D, e Prof. Rui Carlos Vieira da Silva, D.Sc.
Programa : Engenharia Civil

Escoamentos bifásicos entre líquidos e gases são muito utilizados em processos industriais, em sistemas de tratamento de efluentes, em desinfecção de água de abastecimento assim como em sistemas para reaproveitamento de água residual utilizada em processos diversos. Estes processos têm como objetivo a transferência de massa entre o gás e o líquido. No caso da aeração, pretende-se que oxigênio seja transferido para o líquido, já no caso da adsorção utiliza-se gás neutro como o nitrogênio, para retirar o oxigênio dissolvido no líquido. Um parâmetro muito importante nestes processos é a eficiência com que a transferência de massa se efetua. A partir de um escoamento bifásico num reator tubular tradicional, é colocado um Venturi como misturador de fases, promovendo uma transferência de massa mais eficiente. Utilizando este Venturi, avalia-se a quantidade de massa transferida em condições de escoamento bifásico supersônico e em condições de escoamento subsônico comparando com a transferência de massa obtida nas mesmas condições sem Venturi, processo tradicional. Na fase gás utiliza-se ozônio com concentração de 1 a 2 % em oxigênio, oxigênio puro e ar. Na fase líquida a água. A utilização de ozônio neste trabalho é importante, na verificação da estabilidade em condições de escoamento supersônico, visto o ozônio ser um gás muito instável. Compara-se os resultados do coeficiente global de transferência de massa obtidos no reator, com e sem Venturi. Verifica-se que a utilização de um Venturi como misturador de fases, aumenta em até 32,5 vezes o coeficiente de transferência de massa no reator tubular utilizado nas experiências. São apresentados nos anexos F e G , trabalhos publicados durante o processo de Doutoramento.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRG as a partial fulfillment of requirements for degree of Doctor of Science (D.Sc.)

EXPERIMENTAL EVALUATION OF MASS TRANSFER COEFFICIENT APPLYING A SUPER-SONIC MIXER IN A TWO-PHASE FLOW

António Filipe Falcão de Montalvão

March 1996

Thesis Supervisors : Prof. Carlos Russo,Ph.D, and Prof. Rui Carlos Vieira da Silva, D.Sc.
Department: Civil Engineering

## ABSTRACT

Gas-liquid systems have been applied extensively in several industrial processes, such as wastewater treatment, drinking water treatment and food production. In some cases, the purpose is the gas absorption in the liquid phase and in other cases the aim is the stripping of the soluble gas in the bulk of the liquid. The mass transfer coefficient is an important parameter to assess the process efficiency. Hence, using a two phase tubular reactor and a Venturi tube as a mixer of both phases, several tests were carried out in order to compare the mass transfer coefficient under both subsonic and supersonic stream conditions. Ozone,at concentrations in the range of 1% to 2% by weight in oxygen, pure oxygen and air were used as the gas phase and tap water as the liquid phase. The experiments conducted with ozone were very important, due to the fact that molecular ozone is very unstable and some ozone decomposition could be developed under supersonic stream conditions. Besides that, some tests were run without the Venturi in order to evaluate the efficiency of a good mixing comparing the overall mass transfer coefficient in the absence and presence of the Venturi. The results show that the mass transfer coefficient increased 32,5 times when applying the Venturi as mixer in the tubular reactor.

SUMÁRIO

1.0 - INTRODUÇÃO 1

2.0 - FUNDAMENTOS EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS 3

2.1 - Caracterização de escoamento supersônico 3
2.2 - Grandezas em escoamentos bifásicos 6
2.3 - Caracterização de escoamento borbulhante bifásico 10
2.4 - Caracterização da velocidade sônica 12
2.5 - Avaliação da pressão ao longo de um Venturi 15

3.0 - MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA 16

4.0 - METODOLOGIA EXPERIMENTAL 21

4.1 - Dimensionamento do Venturi supersônico 21
4.2 - Avaliação do escoamento borbulhante 24
4.3 - Aparato experimental 24
4.4 - Metodologia para avaliação dos parâmetros experimentais 28
4.4.1 - Tipo de escoamento no divergente do Venturi 28
4.4.2 - Transferência de massa 29

5.0 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS 31

5.1 - Avaliação experimental do escoamento supersônico 31
5.2 - Resultados experimentais de transferência de massa utilizando-se um um injetor de gás sem misturador supersônico 42
5.3 - Resultados experimentais de transferência de massa utilizando-se um injetor de gás e o misturador misturador supersônico 47

6.0 - RESULTADOS FINAIS E CONCLUSÕES 50

ANEXO A - Procedimento para avaliação da solubilidade do oxigênio e do ozônio na água

ANEXO B - Resultados experimentais de pressão ao longo de um Venturi num escoamento bifásico de líquido e gás

ANEXO C - Resultados experimentais de transferência de massa num escoamento bifásico de líquido e gás, escoando num tubo circular, utilizando-se um orifício como injetor de gás

ANEXO D - Resultados experimentais de transferência de massa num escoamento bifásico de líquido e gás utilizando-se um misturador supersônico do tipo Venturi .

ANEXO E - Análise de incerteza dos resultados experimentais

ANEXO F - Artigo publicado em 1995 - Sistema Deprimogênio Divergente para produção de vácuo.

ANEXO G - Artigo publicado em 1993 - Determinação experimental do coeficiente de transferência de massa em dispersão de gás ozônio em coluna de líquido.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.0 - Desenho esquemático do sistema de injeção de gás. 2

Figura 2.1 - Escoamento isentrópico através de bocais. 3

Figura 2.2 - Desenho esquemático dos tipos de escoamentos bifásicos. 11

Figura 2.3 - Diagrama para determinação do tipo de escoamento bifásico. 11

Figura 3.1 - Desenho esquemático do escoamento bifásico borbulhante. 16

Figura 4.1.1 - Comparação das velocidades sônicas definidas pôr diversos autores. 22

Figura 4.1.2 - Desenho esquemático da geometria do Venturi. 22

Figura 4.1.3 - Vista fotográfica do Venturi. 23

Figura 4.1 - Desenho esquemático do aparato experimental. 25

Figura 5.1.1 - Resultados experimentais de variação de pressão na entrada do divergente. 37

Figura 5.1.2 - Resultados experimentais do número de MACH no divergente do Venturi. 39

Figura 5.1.3 - Resultados experimentais da variação do número de Mach e da pressão na entrada do divergente. 40

Figura 5.1.4 - Resultados experimentais da variação do número de Mach com a relação de pressões no Venturi. 41

Figura 5.2.1 - Resultados do ajuste do fator ($F_M$) aos resultados dados experimentais. 43

Figura 5.2.2 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com a área interfacial gerada por unidade de tempo. 45

Figura 5.2.3 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ($\alpha$ . $Rey_H$ . Sc). 46

Figura 5.3.1 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ( Mach . $\alpha$ ). 48

Figura 5.3.2 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ($\alpha$ . $Rey_H$ . Sc). 49

Figura 6.1 - Desenho comparativo dos volumes de controle avaliados. 50

Figura 6.2 - Resultados comparativos do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ($\alpha$ . $Rey_H$ . Sc). 51

Figura 6.3 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com o número de Mach no divergente do Venturi. 52

Figura 6.4 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com a derivada da pressão na entrada do divergente do Venturi. 53

Figura 6.5 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com o coeficiente de recuperação de pressão no Venturi (Rp). 54

Figura A-1 - Solubilidade dos gases na água da CEDAE. A-viii

Figura B-0 - Desenho esquemático do Venturi. B-ii

Figura B-1 - Resultados da tabela B-1 em forma de gráfico. B-vi

Figura B-2 - Resultados da tabela B-2 em forma de gráfico. B-vii

Figura B-3 - Resultados da tabela B-3 em forma de gráfico. B-viii

Figura B-4 - Resultados da tabela B-4 em forma de gráfico. B-ix

Figura B-5 - Resultados da tabela B-5 em forma de gráfico. B-x

Figura B-6 - Resultados da tabela B-6 em forma de gráfico. B-xi

Figura B-7 - Resultados da tabela B-7 em forma de gráfico. B-xii

Figura B-8 - Resultados da tabela B-8 em forma de gráfico. B-xiii

Figura B-9 - Resultados da tabela B-9 em forma de gráfico. B-xiv

Figura B-10 - Resultados da tabela B-10 em forma de gráfico. B-xv

Figura B-11 - Resultados da tabela B-11 em forma de gráfico. B-xvi

Figura B-12 - Resultados da tabela B-12 em forma de gráfico. B-xvii

Figura B-13 - Resultados da tabela B-10 em forma de gráfico. B-xviii

Figura B-14 - Resultados da tabela B-11 em forma de gráfico. B-xix

Figura B-15 - Resultados da tabela B-12 em forma de gráfico. B-xx

Figura C1 - Desenho esquemático do aparato experimental. C-ii

Figura D1- Desenho esquemático do sistema com misturador supersônico. D-ii

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 5.1.1 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 3,0 $m^3/h$ 33

Tabela 5.1.2 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 3,5 $m^3/h$ 34

Tabela 5.1.3 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 4,0 $m^3/h$ 35

Tabela A-1 - Resultados experimentais de solubilidade do ozônio em água potável da CEDAE [ppm] A-iv

Tabela A-2 - Resultados experimentais de solubilidade do ozônio em água destilada e desmineralizada [ppm] A-iv

Tabela A-3 - Comparação dos resultados de solubilidade A-v

Tabela A-4 - Resultados experimentais de solubilidade do oxigênio do ar em água da CEDAE em [mg/L] A-vii

Tabela A-5 - Resultados experimentais de solubilidade do oxigênio puro em água da CEDAE em [mg/L] A-vii

Tabela B-1 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . T= 22,2 °C B-vi

Tabela B-2 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . T= 22,2 °C B-vii

Tabela B-3 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . T= 22,4 °C B-viii

Tabela B-4 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . T= 22,5 °C B-ix

Tabela B-5 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . T= 22,5 °C B-x

Tabela B-6 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . T= 22,5 °C B-xi

Tabela B-7 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . T= 22,7 °C B-xii

Tabela B-8 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . T= 22,7 °C B-xiii

Tabela B-9 - Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . T= 22,7 °C B-xiv

Tabela B-10- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . T= 22,7 °C B-xv

Tabela B-11- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . T= 22,8 °C B-xvi

Tabela B-12- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . T= 22,7 °C B-xvii

Tabela B-13- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . T= 22,8 °C B-xviii

Tabela B-14- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . T= 22,6 °C B-ix

Tabela B-15- Resultados experimentais de pressão ao longo do venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . T= 22,6 °C B-xx

Tabela C1 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 3,0 m3/h C-xi

Tabela C2 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 3,5 m3/h C-xii

Tabela C3 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 4,0 m3/h C-xiii

Tabela C4 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 3,0 m3/h C-xiv

Tabela C5 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 3,5 m3/h C-xv

Tabela C6 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 4,0 m3/h C-xvi

Tabela C7 - Resultados experimentais do testes com ozônio onde c(o)=0 e vazão de água de 3,0 m3/h C-xvii

Tabela C8 - Resultados experimentais do testes com ozônio onde c(o)=0 e vazão de água de 3,5 m3/h C-xviii

Tabela C9 - Resultados experimentais do testes com ozônio onde c(o)=0 e vazão de água de 4,0 m3/h C-xix

Tabela C10 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 3,0 m3/h C-xx

Tabela C11 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 3,5 m3/h C-xxi

Tabela C12 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 4,0 m3/h C-xxii

Tabela C13 - Resultados experimentais de testes com oxigenio para uma vazão de água de 3,0 m3/h C-xxiii

Tabela C14 - Resultados experimentais de testes com oxigenio para uma vazão de água de 3,5 m3/h C-xxiv

Tabela C15 - Resultados experimentais de testes com oxigênio para uma vazão de água de 4,0 m3/h C-xxv

Tabela C16 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 3,0 m3/h C-xxvi

Tabela C17 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 3,5 m3/h C-xxvii

Tabela C18 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 4,0 m3/h C-xxviii

Tabela D1 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 3,0 m3/h D-ix

Tabela D2 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 3,5 m3/h D-x

Tabela D3 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 4,0 m3/h D-xi

Tabela D4 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 3,0 m3/h D-xii

Tabela D5 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 3,5 m3/h D-xiii

Tabela D6 - Resultados experimentais do testes com $O_2$ e vazão de água de 4,0 m3/h D-xiv

Tabela D7 - Resultados experimentais do testes com $O_3$ e vazão de água de 3,0 m3/h D-xv

Tabela D8 - Resultados experimentais do testes com $O_3$ e vazão de água de 3,5 m3/h D-xvi

Tabela D9 - Resultados experimentais do testes com $O_3$ e vazão de água de 4,0 m3/h D-xvii

LISTA DE SÍMBOLOS

$A$ - área de troca de massa entre a fase gás e fase líquida por unidade de tempo [$m^2/s$]

$A_1$ - área da seção transversal do escoamento na entrada do bocal [$m^2$]

$A_g$ - área da seção transversal ao escoamento da fase [$m^2$]

$A_L$ - área da seção transversal ao escoamento da fase líquida [$m^2$]

$A_t$ - área da seção transversal ao escoamento [$m^2$]

$a$ - velocidade sônica da mistura bifásica [m/s]

$a_g$ - velocidade sônica do escoamento na fase gás [m/s]

$a_l$ - velocidade sônica do escoamento na fase líquida [m/s]

$c$ - velocidade do som [m/s]

$c^*$ - solubilidade do gás no líquido [mg/L]

$c_0$ - concentração inicial do gás no líquido (no reator tubular em y=0) [mg/L]

$c_g$ - concentração de gás no líquido [mg/L]

$c_g^*$ - solubilidade do gás no líquido [mg/L]

$c_{lg}$ - concentração de um componente na fase gás [%]

$D_t$ - diâmetro do duto circular [m]

$D_0$ - Coeficiente de difusão do gás no líquido [$m^2/s$]

$D_{gl}$ - Coeficiente de difusão do gás no líquido [$m^2/s$]

$d_B$ - diâmetro médio das bolhas de gás no líquido [mm]

$d_o$ - diâmetro do orifício injetor de gás no reator [mm]

$C_{pg}$ - calor específico do gás a pressão constante [J / kg °C]

$C_{pl}$ - calor específico do líquido [J / kg °C]

$C_{vg}$ - calor específico do gás a volume constante [J / kg °C]

$dA_t$ - diferencial elementar de área , seção de escoamento [$m^2$]

$dP$ - diferencial de pressão [Pa]

$dpf$ - perda de carga no escoamento da mistura [Pa]

$dpfg$ - perda carga considerando só o gás em escoamento [Pa]

$dpfl$ - perda de carga considerando só o líquido escoando [Pa]

$dpflo$ - perda de carga considerando a mistura como líquido [Pa]

$du$ - diferencial de velocidade [m/s]

$dv$ - diferencial de volume específico [$m^3/kg$]

$d\rho$ - diferencial da massa específica [$kg/m^3$]

$f$ - fator de fricção de escoamento de líquido

$F_M$ - número adimensional de transferência de massa

$g$ - aceleração da gravidade [$m/s^2$]

$G$ - vazão mássica da mistura por unidade de área transversal [kg / ($s.m^2$)]

$G_g$ - vazão mássica de gás por unidade de área transversal [kg / ($s.m^2$)]

$G_L$ - vazão mássica de líquido por unidade de área transversal [kg / ($s.m^2$)]

$H_A$ - constante de Henry do componente A [kPa/mol]

$H_B$ - constante de Henry do componente B [kPa/mol]

$H_{N2}$ - constante de Henry do nitrogênio nas condições de escoamento [kPa/mol]

$H_{O2}$ - constante de Henry do oxigênio nas condições de escoamento [kPa/mol]

$H_{O3}$ - constante de Henry do ozônio nas condições de escoamento [kPa/mol]

K - coeficiente adiabático

Kla - coeficiente global de transferência de massa [$h^{-1}$]

$Kla_{sv}$ - coeficiente global de transferência de massa dos testes sem Venturi [$h^{-1}$]

$Kla_{cv}$ - coeficiente global de transferência de massa dos testes com Venturi [$h^{-1}$]

M - numero de Mach

$M_A$ - massa molecular do componente A [g / g.mol]

$M_B$ - massa molecular do componente B [g / g.mol]

$M_{N2}$ - massa molecular do nitrogênio [g / g.mol]

$M_{O2}$ - massa molecular do oxigênio [g / g.mol]

$M_{O3}$ - massa molecular do ozônio [g / g.mol]

$m_g$ - vazão mássica de gás [kg/s]

$m_L$ - vazão mássica de líquido [kg/s]

$m_{N2}$ - massa de nitrogênio na fase gás [kg/s]

$m_{O2}$ - massa de oxigênio na fase gás [kg/s]

$m_{O3}$ - massa de ozônio na fase gás [kg/s]

m - vazão mássica total [kg/s]

P - pressão [Pa]

$P_i$ - pressão inicial em y=0 [Pa]

$P_1$ - pressão na entrada do bocal ou no inicio do Venturi [Pa]

$P_2$ - pressão na restrição do Venturi ( ou $P_{2,0}$ ) [Pa]

$P_3$ - pressão na saída do Venturi [Pa]

$P_A$ - pressão parcial da componente A no gás [Pa]

$P_B$ - pressão parcial da componente B no gás [Pa]

Q - vazão volumétrica de mistura (gás+líquido) [$m^3$/s]

$Q_M$ - fluxo de massa da fase gás para a fase líquida [$m^3$/s]

$Q_g$ - vazão volumétrica de gás [$m^3$/s]

$Q_L$ - vazão volumétrica de líquido [$m^3$/s]

q - fluxo de massa entre a fase gás e a fase líquida [mg/(L.s)]

$r_b$ - direção radial na seção transversal ao escoamento

R - constante do gás [J / kg °C]

Rey - número de Reynolds

$Rey_o$ - número de Reynolds no orifício injetor de gás

$Rey_H$ - número de Reynolds homogêneo no reator tubular

$R_g$ - fluxo de reação do gás no meio líquido [mg/(L.s)]

$R_{gg}$ - fluxo de reação do componente em estudo no interior das bolhas de gás [kg/s]

rP - razão de pressão entre a entrada e a restrição do Venturi

$R_P$ - razão de pressões entre a entrada, restrição e saída do Venturi

S - razão de escorregamento

Sc - número de Schmidt

t - variável temporal [s]

T - temperatura [Kelvin],[°C]

$T_g$ - temperatura do gás [Kelvin]

$T_m$ - temperatura da mistura [°C]

u - velocidade do fluido [m/s]

$u_e$ - velocidade de escorregamento entre as fases [m/s]

$u_o$ - velocidade do gás no orifício injetor de gás [m/s]

$u_g$ - velocidade do gás no reator tubular [m/s]

$u_{g1}$ - velocidade do gás na entrada do bocal [m/s]

$u_H$ - velocidade homogênea da mistura no reator tubular [m/s]

$u_L$ - velocidade do líquido no reator tubular [m/s]

$u_{L1}$ - velocidade de líquido na entrada do bocal [m/s]

$u_{GS}$ - velocidade superficial da fase gás no reator tubular [m/s]

$u_{LS}$ - velocidade superficial da fase líquida no reator tubular [m/s]

$u_r$ - velocidade do líquido na direção radial no reator tubular [m/s]

$u_y$ - velocidade do líquido na direção do escoamento no reator tubular [m/s]

$u_{rb}$ - velocidade dum componente da fase gás na direção radial na bolha de gás [m/s]

$u_\theta$ - velocidade angular do líquido no reator tubular [rad/s]

$u_\alpha$ - velocidade dum da fase gás na direção $\alpha$ na bolha de gás [m/s]

$u_\phi$ - velocidade dum da fase gás na direção $\phi$ na bolha de gás [m/s]

v - volume específico do fluido [$m^3$/kg]

$v_g$ - volume específico do gás [$m^3$/kg]

$v_H$ - volume específico homogêneo [$m^3$/kg]

$v_L$ - volume específico do líquido [$m^3$/kg]

x - fração mássica do gás (título)

X - parâmetro de Lockhart-Martinelli

y - direção axial do escoamento no reator tubular

$y_A$ - fração molar do componente A no gás

$y_B$ - fração molar do componente B no gás

Z - multiplicador de duas fases de Martinelli

$\alpha$ - fração de vazios

$\alpha_L$ - fração volumétrica do líquido

$\alpha_1$ - fração de vazios na entrada do bocal

$\gamma$ - inclinação do tubo em relação à horizontal [rad]

$\beta$ - razão volumétrica

$\varphi_{flo}^2$ - conversor de perda de carga de fase líquida para bifásico

$\mu_g$ - viscosidade absoluta do gás [kg/(m.s)]

$\mu_L$ - viscosidade absoluta do líquido [kg/(m.s)]

$\theta$ - direção angular na seção transversal ao escoamento

$\rho$ - massa específica do fluido [kg/m$^3$]

$\rho_f$ - massa específica do fluido [kg/m$^3$]

$\rho_g$ - massa específica do gás [kg/m$^3$]

$\rho_L$ - massa específica do líquido [kg/m$^3$]

$\rho_m$ - massa específica da mistura [kg/m$^3$]

$\rho_{m1}$ - massa específica da mistura na entrada do bocal [kg/m$^3$]

$\delta$ - símbolo de derivada (variação de uma variável)

$\delta^2$ - símbolo de segunda derivada

$\varepsilon$ - rugosidade da parede do tubo do reator tubular ou da parede do Venturi

$\phi$ - direção angular na bolha de gás

$\varpi$ - direção angular na bolha de gás

## 1.0 - INTRODUÇÃO

A utilização de escoamento bifásico é largamente difundido na industria. Nas industrias, alimentícia, farmacêutica e química é comum a necessidade de remoção de contaminantes solúveis, tais como o oxigênio e a umidade. Estes contaminantes na maioria das situações podem ser removidos através de borbulhamento de gás insolúvel na mistura contaminada arrastando o contaminante. Este tipo de processo é denominado de "Stripping" ou adsorção. Nas estações de tratamento de efluentes pode-se projetar reatores tubulares ou colunas de líquido borbulhando ar, oxigênio e ozônio. Reatores de ozônio tem um grande potencial no reaproveitamento de água de rejeito, assim como no tratamento de clarificação e desinfecção de água de abastecimento.

Em todos estes sistemas que usam escoamento bifásico, deve-se ter como objetivo uma boa eficiência na transferência de massa. Obtém-se aumento de eficiência aumentando-se a área interfacial das fases. O escoamento bifásico do tipo borbulhante é caracterizado por ter uma área interfacial maior, sendo tanto mais eficiente quando menores forem as bolhas de gás.

Na maioria dos casos obtém-se escoamento borbulhante a partir de meios porosos. Neste trabalho pretende-se avaliar uma alternativa aos meios tradicionais de geração de escoamento borbulhante. O interesse de se ter reatores de transferência de massa cada vez mais eficientes foi a premissa principal para o desenvolvimento deste trabalho.

A figura 1.0 mostra um desenho esquemático do sistema a ser avaliado. A partir de um escoamento de água é injetado um fluxo de gás. Esta mistura bifásica é acelerada num Venturi atingindo a velocidade sônica na garganta, provocando um escoamento borbulhante. Garantido o escoamento sônico na garganta do Venturi, obtém-se no divergente um escoamento supersônico. Esta variação de velocidades provoca ondas de choque que fragmentam as bolhas de gás em bolhas de diâmetro menor, aumentando assim a área interfacial da mistura. A própria aceleração e desaceleração do escoamento por si só provocam um efeito de fragmentação das bolhas de gás, conforme foi constatado durante as experiências.

No desenvolvimento experimental projeta-se inicialmente um Venturi para a obtenção de escoamento bifásico supersônico . Avalia-se através de 75 experiências, em regimes diferentes, o funcionamento do Venturi. Após estas experiências determina-se o coeficiente global de transferência de massa num reator tubular utilizando os meios tradicionais de mistura de fases. Para isso realizou-se 168 experiências com misturas de ar, oxigênio e ozônio em água em condições de pressão, vazão de gás e vazão de água idênticas às experiências de qualificação do venturi. Após conhecidas as condições de transferência de massa num processo tradicional, realizou-se mais 168 experiências em condições idênticas, pressão do escoamento, vazão de gás e de água, utilizando o Venturi como misturador de fases. Todas as experiências foram realizadas nas mesmas condições de escoamento para que uma comparação real pudesse ser efetuada.

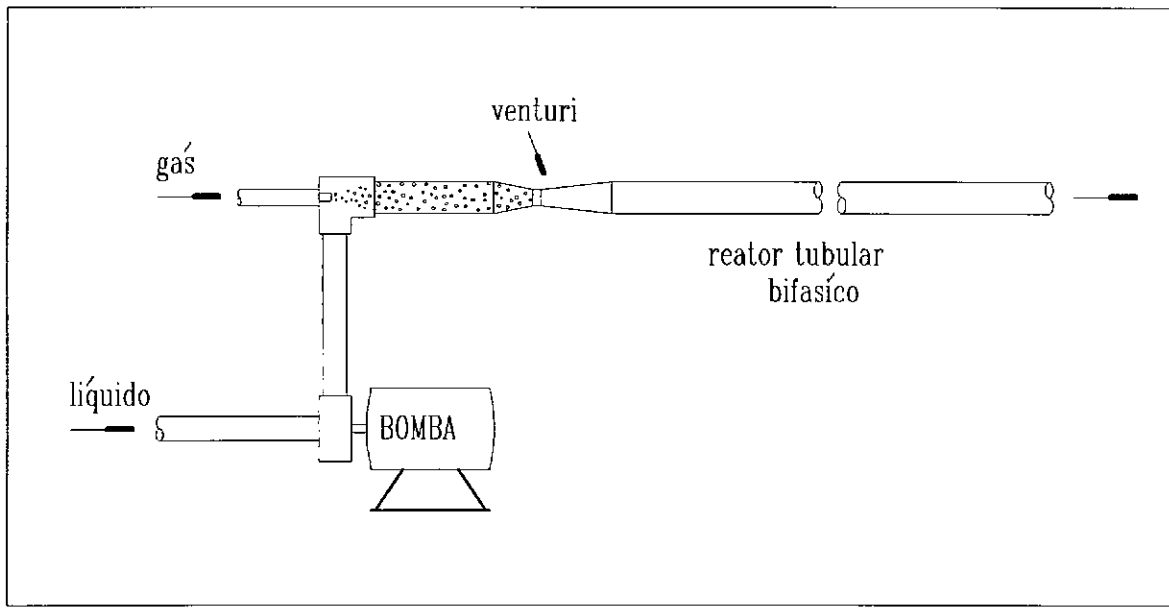


**Figura 1.0 - Desenho esquemático do sistema de injeção de gás**

## 2.0 - FUNDAMENTOS EM ESCOAMENTO BIFÁSICO

### 2.1 - Caracterização de escoamento supersônico

Ao considerar o efeito da variação de área sobre as propriedades do escoamento isentrópico, preocupar-nos-emos com variações de velocidade e de pressão. Deseja-se determinar o efeito da variação de área ,$A_t$, sobre a velocidade ,u, e sobre a pressão, P, ou seja para uma variação ,$dA_t$, na área ,$A_t$ , obtém-se variações de velocidade, du, e de pressão, dP, positivas ou negativas conforme o tipo de escoamento, subsônico ou supersônico. A figura 2.1a, mostra as variáveis envolvidas num escoamento permanente isentrópico, incompressível, em um volume de controle com espessura infinitesimal ,dy, onde y , tem a direção do escoamento.

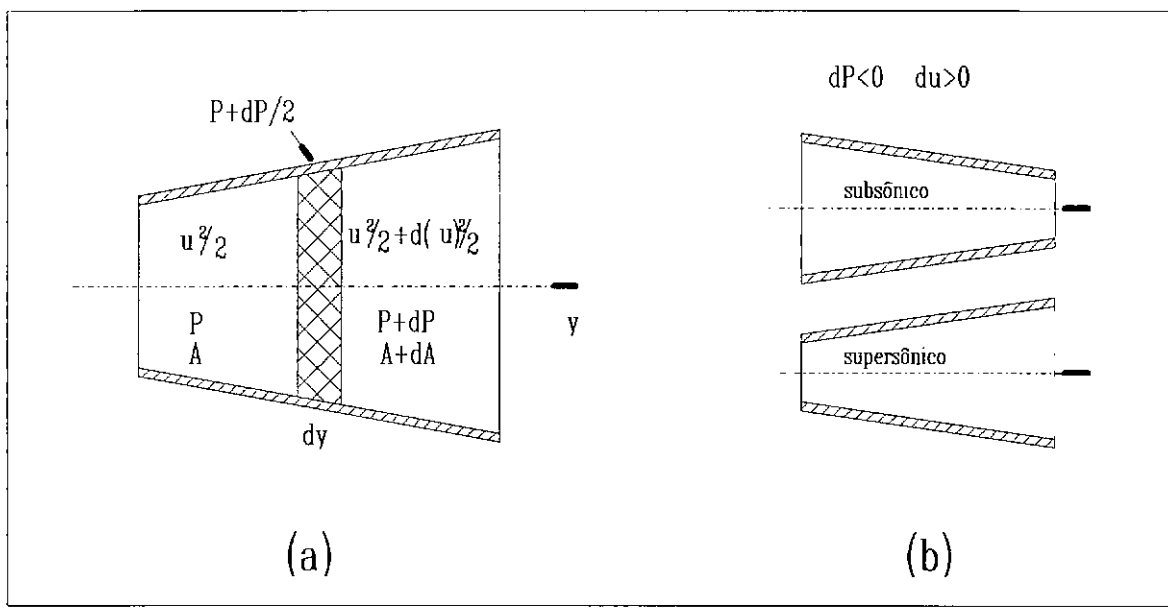


**Figura 2.1 - Escoamento isentrópico através de bocais**

A partir da equação da quantidade de movimento, considerando-se a pressão média na área diferencial como (P+dP/2), e regime permanente, obtém-se :

$$P.\ A_t + (P+dP/2).dA_t - (P+dP).(\ A_t + dA_t\ ) = (\rho.u.A_t).(u+du) - \rho.u^2.\ A_t \qquad (2.1.1)$$

Cancelando termos e desprezando termos de segunda ordem ,obtém-se :

$$dP = -\rho\ u\ du\ , \qquad (2.1.2)$$

dividindo por $\rho.u^2$ , obtém-se :

$$dP / (\rho\ u^2) = -\ du/u \qquad (2.1.3)$$

Uma forma conveniente para equação da continuidade em regime permanente pode ser escrita como:

$$\rho\ A_t\ u = \text{constante} \qquad (2.1.4)$$

Aplicando logaritmos em ambos os lados :

$$\ln \rho + \ln A_t + \ln u = \ln (\text{constante})\ , \qquad (2.1.5)$$

Diferenciando-se :

$$d\rho/\rho + dA_t / A_t + du/u = 0 \qquad (2.1.6)$$

Resolvendo para $dA_t / A_t$ :

$$dA_t / A_t = -\ du/u - d\rho/\rho \qquad (2.1.7)$$

Substituindo-se equação (2.1.3) em (2.1.7) obtém-se:

$$dA_t / A_t = dP/(\rho\ u^2) - d\rho/\rho \qquad (2.1.8)$$

ou,

$$dA_t / A_t = dP/(\rho\ u^2)\ \ [1 - u^2/(dP/d\rho)\ ] \qquad (2.1.9)$$

lembrando que para um processo isentrópico , $(dP/d\rho)=c^2$, onde (c) é a velocidade do som no fluido, pode-se escrever:

$$dA_t / A_t = dP/(\rho.u^2) . (1- u^2/ c^2) \qquad (2.1.10)$$

ou,

$$dA_t / A_t = dP/(\rho.u^2) . (1- M^2) \qquad (2.1.11)$$

Através da equação (2.1.11), observa-se que, para $M<1$, uma variação de área causa uma variação de pressão do mesmo sinal, $dA_t >0$ significa $dP>0$ . Para $M>1$, uma variação de área causa uma variação de pressão de sinal contrário, $dA_t >0$ significa $dP<0$ .

Substituindo a equação (2.1.3) em (2.1.11), obtém-se :

$$dA_t / A_t = -du/u . (1 - M^2) \qquad (2.1.12)$$

Através da equação (2.1.12), observa-se que, para $M<1$, uma variação de área causa uma variação de velocidade de sinal contrário, $dA_t >0$ significa $du<0$ . Para $M>1$, uma variação de área causa uma variação de velocidade do mesmo sinal, $dA_t >0$ significa $du>0$.

A figura 2.1-b mostra um desenho esquemático de um bocal convergente com $M<1$, e um bocal divergente com $M>1$.

Para obter-se uma velocidade supersônica a partir de um bocal divergente é necessário verificar-se um decréscimo de pressão com o aumento de área.

## 2.2 - Grandezas em escoamentos bifásicos

Algumas grandezas necessitam ser definidas para escoamentos na presença de fase líquida e fase gás.

Num escoamento bifásico, de gás e líquido, define-se vazão mássica total como a soma das vazões mássicas de cada uma das fases.:

$$m = m_g + m_L \tag{2.2.1}$$

A razão entre a vazão mássica de gás e a total é definida como fração mássica de gás ,

$$x = m_g / m \ , \tag{2.2.2}$$

e a fração mássica de líquido,

$$1 - x = m_L / m \tag{2.2.3}$$

Na literatura de escoamento bifásico é comum utilizar-se velocidades mássicas das fases e velocidade mássica total, definidas como a razão entre a vazão mássica e a área transversal ao escoamento da mistura. Obtém-se então a velocidade mássica da fase gás, da fase líquida e da mistura :

$$G_g = m_g / A_t \tag{2.2.4}$$

$$G_L = m_L / A_t \tag{2.2.5}$$

$$G = m / A_t \tag{2.2.6}$$

Manipulando as equações acima, pode-se escrever :

$$x = G_g / G \tag{2.2.7}$$

$$1 - x = G_L / G \tag{2.2.8}$$

A razão entre a velocidade média do gás e a velocidade média do líquido é definida como a razão de velocidades ou alguns autores definem como razão de escorregamento ,

$$S = u_g / u_L \tag{2.2.9}$$

a diferença entre as duas velocidades é denominada a velocidade de escorregamento,

$$u_e = u_g - u_L \tag{2.2.10}$$

A fração de vazios é definida como a razão entre a área transversal ao escoamento de gás e a área total ,

$$\alpha = A_g / A_t \tag{2.2.11}$$

onde a área total é a soma das áreas transversais correspondentes a cada fase, ou seja a seção transversal do escoamento da mistura ,

$$A_t = A_g + A_L \tag{2.2.12}$$

e a fração volumétrica de líquido é

$$\alpha_L = ( 1- \alpha ) = A_L / A_t \tag{2.2.13}$$

Considerando-se que em cada uma das fases o fluido comporta-se como fluido ideal, pode-se escrever :

$$m_g = A_g \; u_g / v_g = \alpha \; A_t \; u_g / v_g \tag{2.2.14}$$

$$m_L = A_L \; u_L / v_L = (1- \alpha) \; A_t \; u_L / v_L \tag{2.2.15}$$

em termos de velocidades mássicas tem-se :

$$G_g = \alpha \; u_g / v_g \qquad (2.2.16)$$

$$G_L = (1-\alpha) \; u_L / v_L \qquad (2.2.17)$$

Manipulando as equações acima pode-se obter :

$$x / (1-x) = [\alpha / (1-\alpha)] \, S \, v_L / v_g \, , \qquad (2.2.18)$$

onde a fração de vazios pode ser escrita como uma função da razão de escorregamento,

$$\alpha = x \, v_g / [\, x \, v_g + S \, (1-x) \, v_L \,] \qquad (2.2.19)$$

e a fração volumétrica de líquido

$$1-\alpha = S \, (1-x) \, v_L / [\, x \, v_g + S \, (1-x) \, v_L \,] \qquad (2.2.20)$$

e a razão de escorregamento

$$S = [\, x / (1-x)] \, . \, [\, (1-\alpha) / \alpha \,] \, . \, (\, v_g / v_L \,) \qquad (2.2.21)$$

A velocidade superficial de uma fase é a velocidade que o fluido teria se ela ocupasse toda a área transversal do escoamento da mistura. No caso do gás obtém-se:

$$u_{GS} = x \; m \, v_g / A_t = G_g \, v_g \, , \qquad (2.2.22)$$

no caso do líquido a velocidade superficial é :

$$u_{GL} = (1-x)\ m\ v_L / A_t = G_L v_L \qquad (2.2.23)$$

Define-se velocidade homogênea como a soma das velocidades superficiais do gás e do líquido.

$$u_H = u_{GS} + u_{GL} \qquad (2.2.24)$$

A vazão volumétrica de gás pode ser escrita como :

$$Q_g = A_g\ u_g = G_g\ v_g\ A_g \qquad (2.2.25)$$

e a do líquido ,

$$Q_L = A_L\ u_L = G_L\ v_L\ A_L \qquad (2.2.26)$$

Define-se a razão volumétrica de gás como a razão entre a vazão volumétrica do gás e a vazão volumétrica da mistura , obtendo-se :

$$\beta = Q_g / (Q_g + Q_L) \qquad (2.2.27)$$

Manipulando-se as relações acima pode-se determinar a razão volumétrica em função da fração mássica,

$$\beta = x\ v_g / [\ (x\ v_g + (1-x)\ v_L\ ] \qquad (2.2.28)$$

Define-se massa específica da mistura como :

$$\rho_m = \alpha\ \rho_g + (1-\alpha)\ \rho_L \qquad (2.2.29)$$

e volume específico homogêneo como :

$$v_H = x\ v_g + (1 - x)\ v_L \qquad (2.2.30)$$

Define-se o parâmetros " Multiplicador para duas fases de Martinelli " [2]

$$Z = (dpf / dpfl)^{0.5} \qquad (2.2.31)$$

e o parâmetros de " Lockhart-Martinelli " [2]

$$X = (dpfl / dpfg)^{0.5} \qquad (2.2.32)$$

Para tubos rugosos, este parâmetros conjuntamente com a hipótese de Blasius [2], fornecem a seguinte relação :

$$X = (1-x) / x\ (v_L / v_g)^{0.5} \qquad (2.2.33)$$

## 2.3 - Caracterização de escoamento borbulhante bifásico

Os escoamentos bifásicos apresentam características bastantes distintas em função da proporção entre as fases e em função das características de cada uma delas. Estas características são enquadradas em determinados grupos, tais como Borbulhante, Intermitente, Estratificado, Ondulado e Anular. A figura 2.2 mostra um desenho esquemático destes tipos de escoamento no interior de um duto na horizontal.

A figura 2.3 mostra um diagrama desenvolvido por "Taitel e Duckler" [3], onde se relaciona os diferentes tipos de escoamento com as variáveis envolvidas. No eixo horizontal tem-se o parâmetros (X), de Lockhart-Martinelli . No eixo das ordenadas tem-se o parâmetros (Ttd), definido pela relação (2.3.1), [3].

$$Ttd = \{ dpfl.\ v_L.v_g / [\ g.(v_g - v_L).\ \cos\gamma\ ]\ \}^{0,5} \qquad (2.3.1)$$

Observando-se o diagrama da figura 2.3, verifica-se que o escoamento borbulhante acontece para valores de (X) superiores a 2, e valores de (Ttd) superiores a 1 .

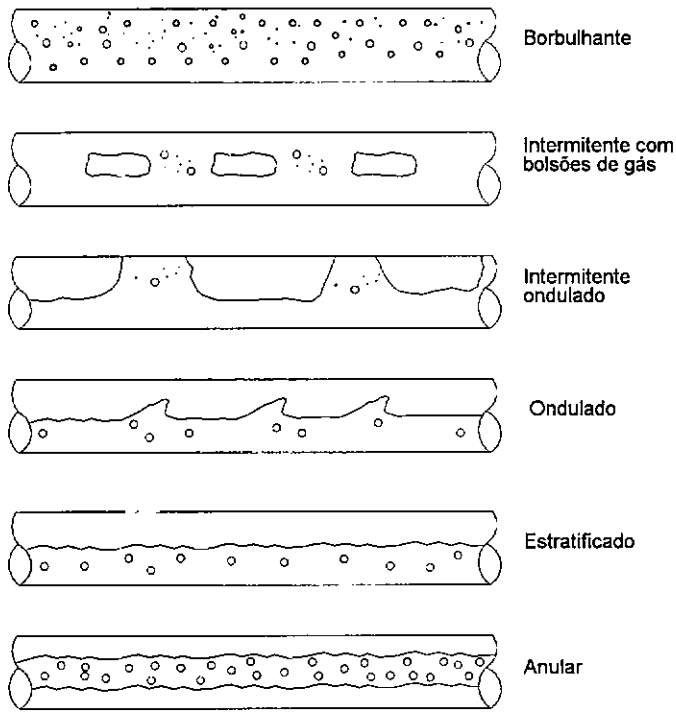


**Figura 2.2 - Desenho esquemático dos tipos de escoamentos bifásicos**

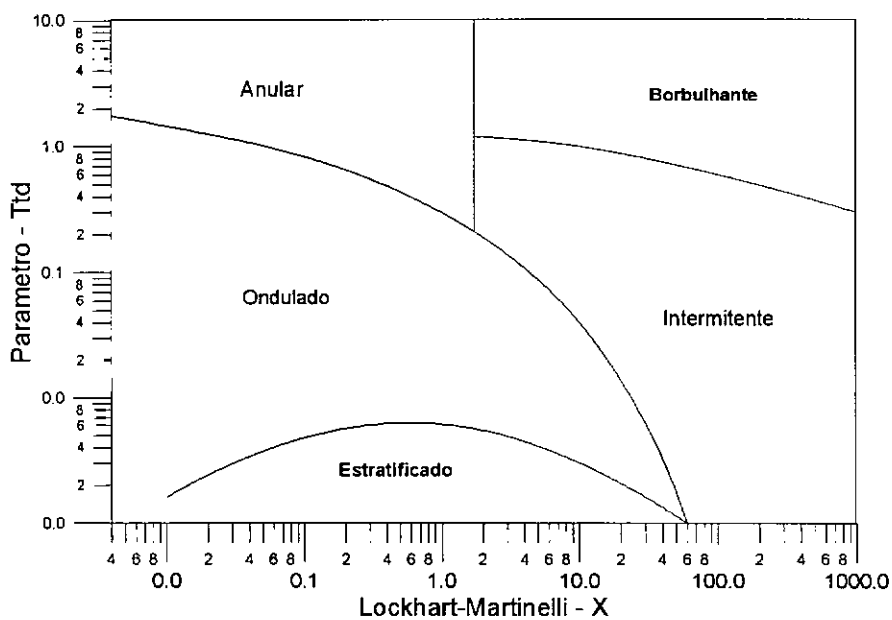


**Figura 2.3 - Diagrama para determinação do tipo de escoamento bifásico**

## 2.4 - Caracterização da velocidade sônica

Após a caracterização do escoamento deve-se verificar as condições para que a velocidade do escoamento seja sônica antes do divergente. A velocidade sônica pode ser definida pela relação (2.4.0), onde, dP/dv , é o gradiente de pressão em relação ao volume específico.

$$a^2 = - v^2 \cdot ( dP/dv ) \qquad (2.4.0)$$

Nos casos de escoamento bifásico, a caracterização de velocidade sônica é mais complexa do que para escoamentos monofásicos. Este assunto tem sido estudado por diversos autores. Normalmente as relações são determinadas levando-se em conta a velocidade sônica dita "congelada", onde o fluido não possui tempo para responder à perturbação imposta, permanecendo a sua fração mássica constante. A seguir mostram-se diversas relações que determinam as velocidades sônicas de misturas de gás em líquido, e as hipóteses consideradas em cada uma delas.

### 2.4.1 - Velocidade sônica por "L. Van Wijgaarden" [ 4]

Wijgaarden considerou que as ondas de choque e as bolhas movimentam-se com o fluido, a pressão no gás é a mesma que a do fluido, o escoamento é isotérmico, $\beta$, é muito menor que 1 e não existe transferência de massa entre as fases.

$$a^2 = P / ( \rho_m \cdot \beta ) \qquad (2.4.1)$$

### 2.4.2 - Velocidade sônica por "Yih-Yun Hsu" [ 5]

O autor considera a equação válida para escoamentos borbulhantes sem mudança de fase, a fase gás segue a equação dos gases perfeitos, o líquido é incompressível e a razão de escorregamento não é em função da pressão.

$$a^2 = [ (1-x) \cdot \rho_g + x \cdot \rho_L ]^2 \cdot R \cdot T_g / ( x \cdot \rho_L )^2 \qquad (2.4.2)$$

### 2.4.3 - Velocidade sônica por "Henry" [ 5]

A relação obtida por Henry é experimental, válida para sistemas bifásicos, ar e água, a pressões de 0,1 a 1 MPa e frações de vazios de até 0,5 .

$$a = [\alpha^2 + \alpha .(1-\alpha).\ \rho_L/\rho_g + a_1]^{-1} .\ n.P/\rho_L \qquad (2.4.3)$$

onde : $a_1 = ((1-\alpha)^2 + \alpha .(1-\alpha).\ \rho_L/\rho_g).n.P/(\rho_g\ a_L^2)$

$$n = (1-x).C_{pL} + x.C_{pg} / [(1-x).C_{pL} + x.C_{vg}]$$

### 2.4.4 - Velocidade sônica por "A. A. Borisov" [6]

Borisov considerou que a perturbação do escoamento sônico é de baixa freqüência, obtendo a expressão:

$$a^2 = K.P.a_L^2 .\ [(1-\beta)^2 .K.P + \beta.(1-\beta).\rho_L.a_L^2]^{-1} \qquad (2.4.4)$$

onde : $K = C_{pg} / C_{vg}$

### 2.4.5 - Velocidade sônica por "D. L. Nguyen" [7]

Nguyen considera que a interface de uma fase interage como uma parede elástica com a outra fase, não existem mudanças de fase, o sistema é unidimensional, as paredes são rígidas e as forças de atrito são desprezíveis.

$$a = [(1-\alpha)/a_{eL} + \alpha / a_{eg}]^{-1} \qquad (2.4.5)$$

onde: $a_{eL} = [(1-\alpha)/a_L^2 + \alpha .\rho_L/(\rho_g.a_g^2)]^{-1/2}$

$$a_{eg} = [\alpha / a_g^2 + (1-\alpha)\rho_g/(\rho_L.\ a_L^2)]^{-1/2}$$

### 2.4.6 - Velocidade sônica por "D. J. Picard" [8]

Picard considerou o fluido no seu estado congelado (não existe tempo para transferência de calor e massa entre as duas fases), fração mássica constante, entropia do gás e líquido ao longo de uma linha isentrópica da mistura.

$$a = ( 1 / \rho_m)^2 . [ (1-x) (v_L / a_L)^2 + x. (v_g / a_g)^2 ]^{-1} \qquad (2.4.6)$$

### 2.4.6 - Velocidade sônica por "N. T. Thang" [9]

Thang considerou escoamento através de um Venturi, do tipo adiabático, unidimensional com razão de escorregamento constante e sem transferência de massa entre as duas fases.

$$a = [ P_1 / (\rho_{m1} . \alpha_1 ) ]^{1/2} . ( 1 - \alpha_1 + \alpha_1 / rP ) \qquad (2.4.7)$$

onde ( $rP = P / P_1$ ) , as variáveis com subscrito 1, são relacionadas à entrada do Venturi e a variável (P) é a pressão do escoamento na restrição do Venturi.

## 2.5 - Avaliação da pressão ao longo de um Venturi

Thang e Davis [5] determinaram uma expressão para avaliar a pressão ao longo do bocal nas seguintes condições de escoamento : fase líquida incompressível, fase gasosa comportando-se como gás perfeito, não existe transferência de massa entre as fases, escoamento unidimensional e isotérmico e velocidades entre a fase líquida e gasosa constante ao longo do bocal.

Assim, de acordo com estes autores, a variação de pressão ao longo do bocal pode ser expressa em função das condições da mistura na entrada do bocal através da relação (2.5).

$$\Phi / 2 \; [ (A_1 / A_t)^2 \; (1 - \alpha_1 + \alpha_1 / rP)^2 - 1 ] = (1 - \alpha_1) \; (1 - rP) - \alpha_1 \; \ln(rP) \qquad (2.5)$$

onde : $\Phi = [\alpha_1 \; \rho_{g1} \; u_{g1}^2 + (1 - \alpha_1) \; \rho_L \; u_{L1}^2 ] / P_1$

O subscrito (1), refere-se as condições de entrada do Venturi e $(A_t, P)$ refere-se à área da seção e pressão de escoamento ao longo do Venturi.

## 3.0 - MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Neste trabalho experimental avalia-se a transferência de massa num reator tubular com e sem Venturi misturador de fases. O modelo para determinação do coeficiente global de transferência de massa é o mesmo para ambos os casos. O escoamento será sempre do tipo borbulhante bem misturado. No caso de utilizar-se o Venturi misturador , a avaliação do coeficiente global de transferência de massa é feito após o Venturi. Através deste coeficiente pode-se comparar os resultados obtidos para diversas condições de operação. A figura 3.1 mostra um desenho esquemático do escoamento bifásico borbulhante ao longo do reator tubular.

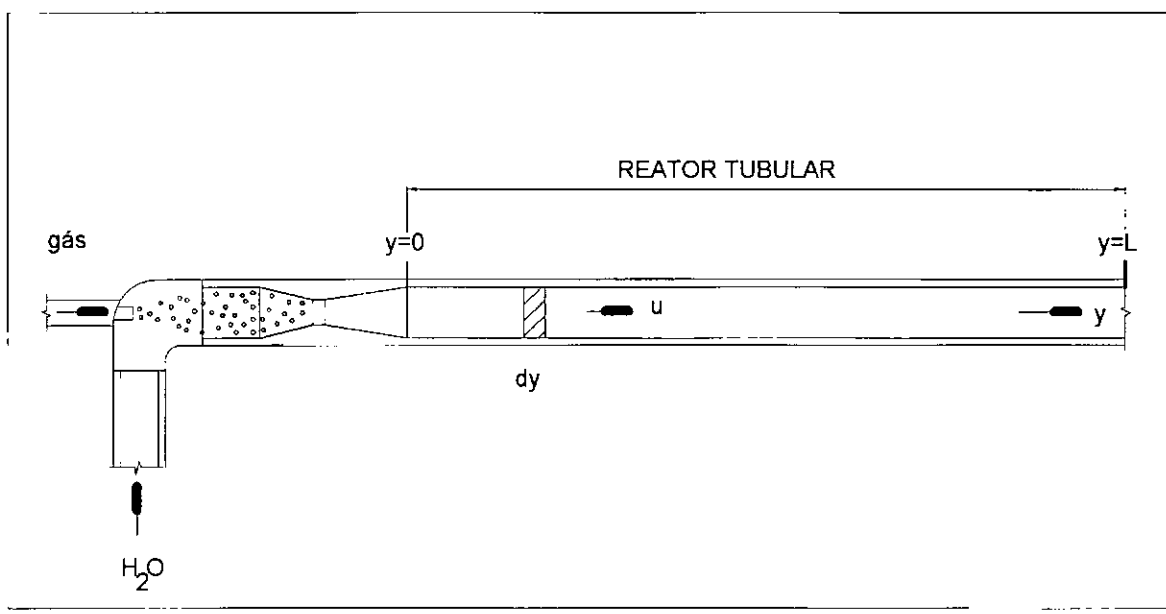


**Figura 3.1 - Desenho esquemático do escoamento bifásico borbulhante**

A equação da continuidade aplicada ao gás dissolvido no líquido, considerando a massa específica e o coeficiente de difusão do gás no líquido, $D_{gl}$ , constantes, pode ser representada em coordenadas cilíndricas pela relação :

$$\delta c_g/\delta t + [\, u_r \,.\, \delta c_g/\delta r + u_\theta \,.1/r \,.\, \delta c_g/\delta\theta + u_y\, \delta c_g/\delta y\,) =$$

$$= D_{gl}\, [\, 1/r \,.\, \delta/\delta r.(r.\delta c_g/\delta r) + 1/r^2 \,.\, \delta^2 c_g/\delta\theta^2 + \delta^2 c_g/\delta y^2\,] + R_g + q \qquad (3.1)$$

Algumas hipóteses são assumidas para simplificação do modelo. Para isso considera-se um escoamento unidimensional ( $u_r=0$ , $u_\theta=0$ ), onde a concentração de gás dissolvido na água , $c_g$, não varia com r e $\theta$ . A equação 3.1, toma a forma :

$$\delta c_g/\delta t + u_y \, \delta c_g/\delta y = D_{gl} \, \delta^2 c_g/\delta y^2 + R_g + q \qquad (3.2)$$

Considerando que o regime de escoamento é permanente, ou seja a concentração de gás na entrada do tubo e na saída não variam no tempo, $\delta c_g/\delta t=0$ . Considerando que não existem reações que provoquen o consumo de gás dissolvido, $R_g=0$ , e que a velocidade do escoamento ao longo do tubo é constante, u, pode-se escrever :

$$u \, \delta c_g/\delta y = D_{gl} \, \delta^2 c_g/\delta y^2 + q \qquad (3.3)$$

Onde, $u \, \delta c_g/\delta y$ , é o termo convectivo, $D_{gl} \cdot \delta^2 c_g/\delta y^2$ , o termo difusivo e q , o fluxo de massa entre o as bolhas de gás e a água. Considerando que o termo difusivo é muito menor que o convectivo, devido às condições de escoamento de alta velocidade, numero de Reynolds elevado, a expressão toma a forma

$$u \, \delta c_g/\delta y = q \qquad (3.4)$$

O fluxo de massa por convecção entre o gás e o líquido pode ser escrito em função da solubilidade do gás no líquido $c_g^*$ ,

$$q = - Kla \, ( c_g^* - c_g ) \qquad (3.5)$$

onde Kla , é o coeficiente global de transferência de massa. A solubilidade do gás no líquido é função de diversos parâmetros tais como temperatura, pH da água, pressão do escoamento e do percentual do componente na fase gás. O Anexo A mostra o procedimento para cálculo da solubilidade do ozônio, ar e oxigênio , considerando os parâmetros mencionados. Considerando as propriedades físicas e químicas da água constantes ao longo do escoamento, então a solubilidade é só função da concentração dos componentes na fase gás e da pressão do escoamento. Avalia-se então a perda de carga ao longo do escoamento. A relação seguinte , (3.6) [2], determina a perda de

carga por unidade de comprimento considerando que o escoamento bifásico se comporta como um escoamento de líquido,

$$dpflo = f \cdot 1/2 \cdot G^2 \cdot v_L / D_t \qquad (3.6)$$

Onde G é a vazão mássica da mistura bifásica, por unidade de área transversal e f , o fator de fricção do escoamento. Churchill [2] ajustou uma relação para determinação deste fator, a equação (3.7) mostra esta relação como função do número de Reynolds e da rugosidade relativa do tubo.

$$f = 8 \cdot [ (8 / R_{ey})^{1/2} + (f_a + f_b)^{-3/2} ]^{1/12} \qquad (3.7)$$

Onde : $f_a = \{ 2{,}457 \cdot \ln [ ( (7 / R_{ey})^{9/10} + 0{,}27.(\varepsilon/D_t) )^{-1} ] \}^{16}$

$f_b = ( 37\,530 / R_{ey} )^{16}$

$R_{ey} = G \cdot D_t / \mu_L$

Para tubos de parede lisa, a rugosidade relativa é desprezada, $\varepsilon/D_t = 0$ . Para pequenas bolhas de gás, Beattie [2], desenvolveu uma expressão que determina um fator de conversão, $\varphi_{flo}^2$ , para avaliar a perda de carga em escoamento bifásico borbulhante a partir do cálculo da perda de carga de líquido,

$$\varphi_{flo}^2 = [ 1 + x \cdot (v_g / v_L - 1) ]^{0,8} \cdot [ 1 + x \cdot (3{,}5\ v_g / v_L - 1) ]^{0,2} \qquad (3.8)$$

A perda de carga por unidade de comprimento, de um escoamento bifásico borbulhante ao longo de um tubo retilíneo de seção circular, pode ser determinada por :

$$dpf = \varphi_{flo}^2 \cdot dpflo \qquad (3.9)$$

A expressão (3.10) avalia a pressão a uma distância y, do início do tubo, conhecida a pressão inicial, $P_i$ , considerando constantes as propriedades físicas do gás e da água.

$$P = P_i + dpf \cdot y \qquad (3.10)$$

Para o caso dos testes com ozônio e ar, a concentração do componente na fase gás, ozônio no oxigênio e oxigênio no ar ,$c_{lg}$, diminui devido à transferência de massa para a água ao longo do reator. Com menos massa na fase gás, a solubilidade do componente na água ,$c_g^*$ , diminui. A concentração do componente na fase gás pode ser determinada através de um balanço de massa nas bolhas de gás. Considerando uma bolha de gás , formada por dois componentes, ozônio em oxigênio ou oxigênio em ar, e considerando a massa específica e o coeficiente de difusão dos componentes, ozônio no oxigênio e oxigênio no ar, $D_{gg}$ , constantes, obtém-se para o componente em estudo a seguinte expressão em coordenadas esféricas :

$$\delta c_{lg}/\delta t + [\, u_{rb} \cdot \delta c_{lg}/\delta r_b + u_{\varpi} \cdot 1/r_b \cdot \delta c_{lg}/\delta \varpi + u_{\phi} \cdot 1/(r_b \cdot \sin \varpi) \cdot \delta c_{lg}/\delta \phi \,] =$$

$$= D_{gg} \,[\, 1/r_b^2 \cdot \delta/\delta r_b \cdot (r_b^2 \cdot \delta c_{lg}/\delta r_b) + 1/(r_b^2 \cdot \sin \varpi) \cdot \delta/\delta \varpi (\sin \varpi \cdot \delta c_{lg}/\delta \varpi) +$$

$$+ 1/(r_b^2 \cdot \sin\phi) \cdot \delta/\delta\phi (\sin \phi \cdot \delta c_{lg}/\delta\phi) \,] + R_{gg} - q \qquad (3.11)$$

Considera-se algumas hipóteses para simplificação da equação. O dois componentes dentro da bolha, estão sempre bem misturados, não havendo gradientes de concentração dentro da bolha, nas direções $r_b$, $\varpi$ e $\phi$ . Não existe reação química ou consumo dos componentes dentro da bolha, $R_{gg}=0$. Desprezando termos de segunda ordem, a equação (3.11) toma a forma,

$$dc_{lg} / dt = - q \qquad (3.12)$$

fazendo mudanças de coordenadas de tempo em espaço, onde as bolhas deslocam-se com a mesma velocidade do fluido em regime permanente, obtém-se :

$$u \cdot dc_{lg} / dy = - q \qquad (3.13)$$

Determina-se então para os casos onde têm-se dois componentes na fase gás, a concentração do componente na fase gás ao longo do reator tubular. Para o caso de um único componente, este procedimento não é necessário visto a concentração ser sempre de 100 %.

Conhecidas as relações necessárias para determinação do coeficiente de transferência de massa, mostra-se a seguir o procedimento a ser utilizado.

Determina-se a partir das condições de escoamento conhecidas a pressão, P, ao longo do escoamento através da equação (3.10). Mede-se experimentalmente a concentração do componente em estudo na água, $c_g$ , ao longo do escoamento, determinando-se a massa transferida para a água, q, equação (3.4). Conhecido o fluxo de massa entre as bolhas de gás e a água , q , determina-se a concentração do componente em estudo na fase gás, $c_{lg}$ , equação (3.13) . Conhecida a concentração do componente em estudo na fase gás e a pressão do escoamento, determina-se ao longo do escoamento a solubilidade do componente na água, $c_g^*$, conforme mostrado no anexo A. Determina-se finalmente o coeficiente global de transferência de massa, Kla, equação (3.5) .

## 4.0 - METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Para avaliar experimentalmente o aumento de eficiência na transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num reator tubular utilizando um Venturi misturador de fases em relação ao processo tradicional de injeção de gás sem utilização deste Venturi, fez-se inicialmente o dimensionamento deste Venturi. Após este dimensionamento o Venturi foi avaliado experimentalmente e as faixas de operação foram definidas. Após conhecida a faixa de operação ideal deste Venturi, foram fixados os parâmetros de testes para avaliação da transferência de massa no reator tubular com e sem este Venturi misturador.

Neste capítulo mostra-se inicialmente o dimensionamento deste Venturi onde se vai obter o escoamento sônico e supersônico. Após mostra-se o aparato experimental com os equipamentos e instrumentos utilizados. Finalmente mostra-se como se procede para medir as variáveis experimentais envolvidas.

### 4.1 - Dimensionamento do Venturi supersônico

A figura 4.3.1 mostra o resultado de uma comparação entre a velocidades sônicas obtidas pelos diversos autores mencionados no parágrafo (2.4) para a condição de pressão manométrica no escoamento 50 kPa , água como líquido e oxigênio como gás. O eixo das abcissas representa a fração de vazios, e o eixo das ordenadas a velocidade sônica da mistura correspondente.

Variou-se a fração de vazios ,$\alpha$ , entre 0,1 e 0,5 , obtendo-se velocidades sônicas entre 19 e 60 m/s. Escolhendo a relação de Henry (2.4.3), observa-se na figura 4.4.1, que para uma fração de vazios de 0,3 obtém-se a velocidade sônica na mistura de 22,5 m/s aproximadamente. Observou-se através de simulação teórica que mantendo o mesmo título, a velocidade sônica da mistura bifásica diminui com a diminuição da pressão do escoamento. Para uma vazão de 4 m3/h de água e 1,0 Nm3/h da mistura de ozônio com oxigênio, à pressão de 50 KPa obtém-se um titulo de x=0.000330 e fração de vazios de $\alpha$ =0.146. Escolhendo a equação de Henry (2.4.3) para calculo da velocidade sônica da mistura, obtém-se a=33,6 m/s para estas condições de escoamento. A partir destes dados determina-se a seção da garganta do Venturi, onde o diâmetro calculado é 7,0 mm. A partir da relação de Thang e Davis, equação (2.5), avalia-se a pressão manométrica na entrada do Venturi, $P_1$ =575 kPa , com uma fração de vazios $\alpha_1$ =0,0366 e massa específica do gás $\rho_{g1}$ =8,69 Kg/m3. Nestas condições a vazão volumétrica da mistura na entrada do Venturi é de 4,15 m3/h e a velocidade média de 1,8 m/s para um diâmetro 27,8 mm.

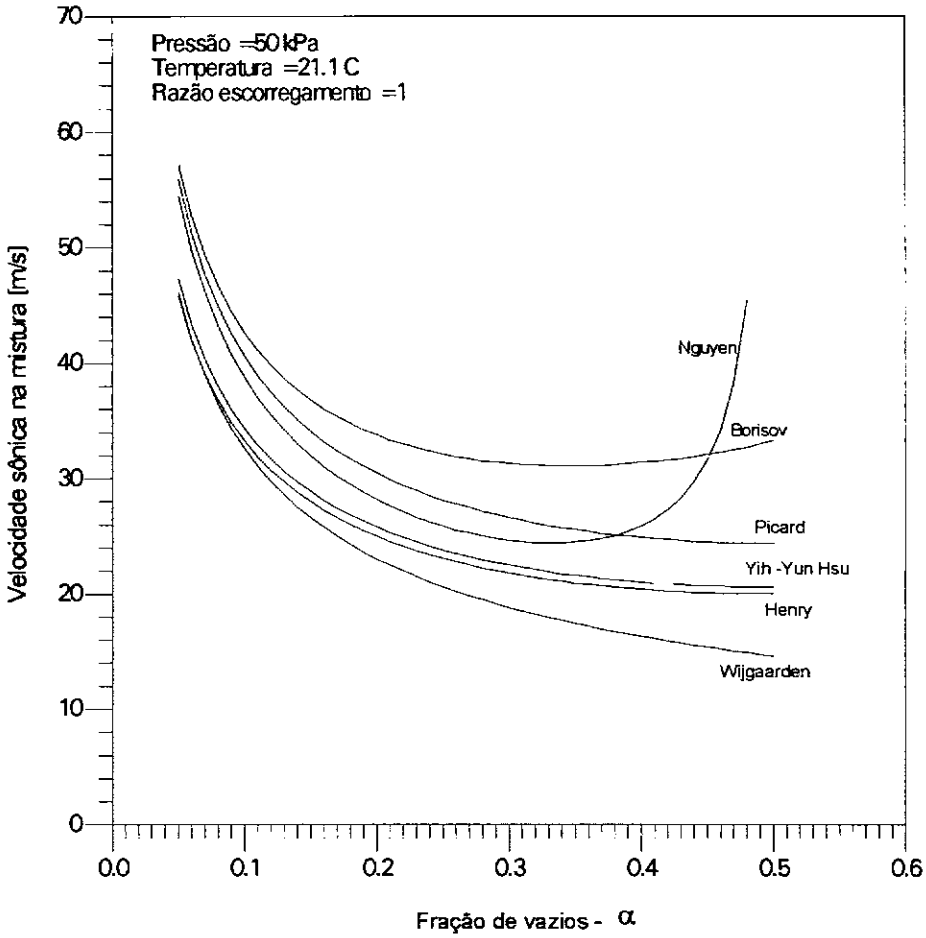


**Figura 4.1.1 - Comparação das velocidades sônicas definidas por diversos autores**

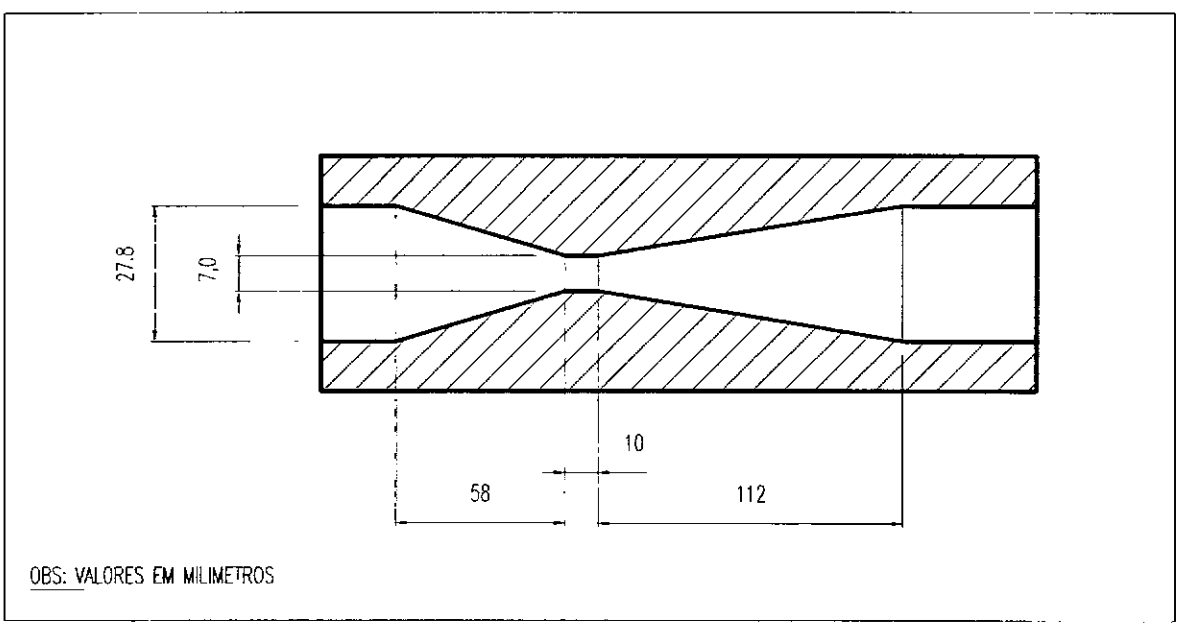


**Figura 4.1.2 - Desenho esquemático da geometria do Venturi**

A figura 4.3.2 mostra um desenho esquemático com as dimensões do Venturi utilizado. O Venturi foi projetado segundo as normas ISO. O convergente do Venturi tem ângulo de 21 graus e o divergente um ângulo de 11 graus. Conforme se pode ver na figura , o comprimento do convergente é de 58 mm, em seguida tem-se um trecho reto de 10 mm e o divergente com um comprimento de 112 mm. O comprimento total do conjunto é de 180 mm, e foi construido em acrílico transparente para que o escoamento seja observado . A figura 4.3.3 mostra uma fotografia do Venturi, onde se pode observar as tomadas de pressão na restrição e no divergente.

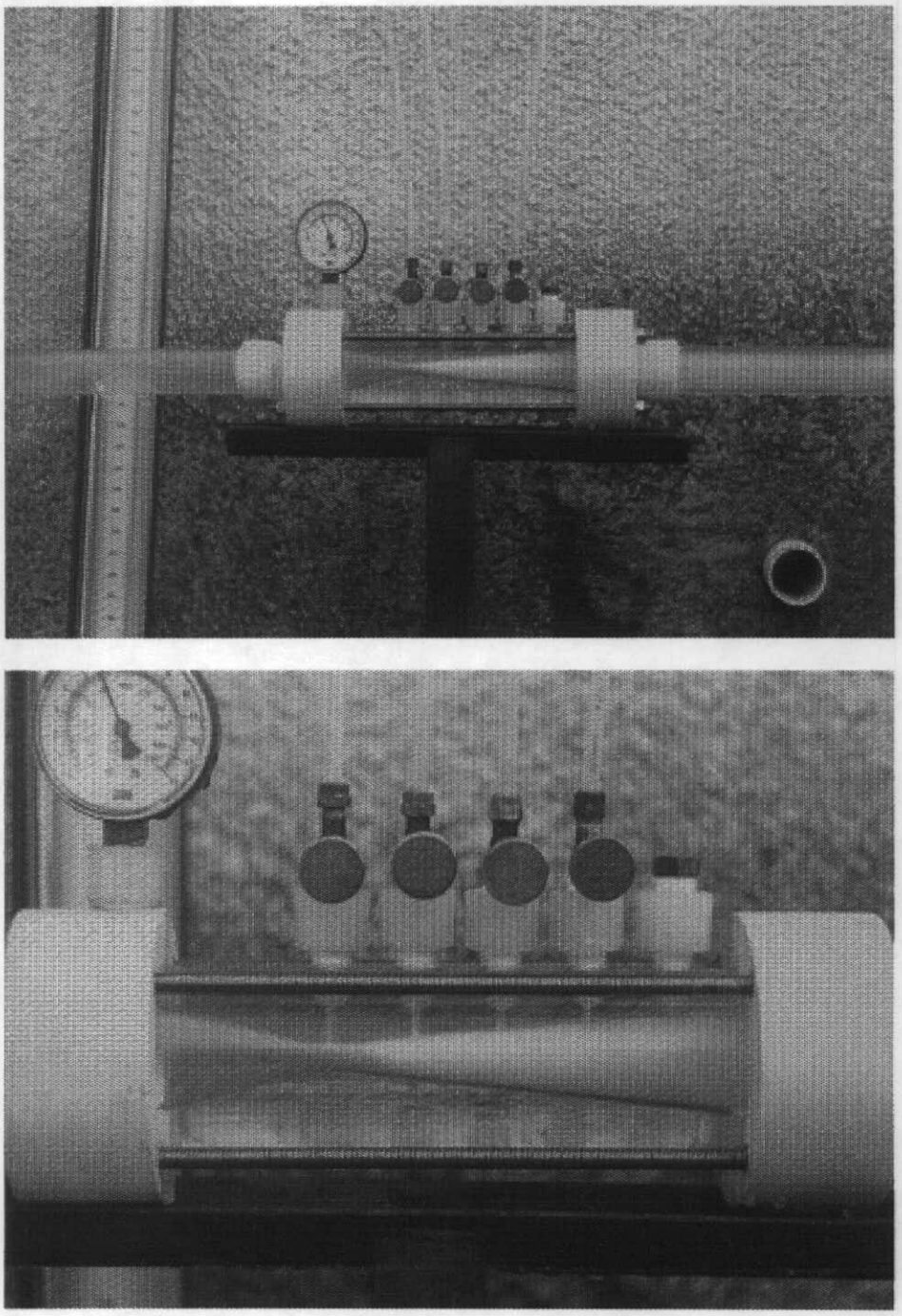

**Figura 4.3.3 - Vistas fotográficas do Venturi**

## 4.2 - Avaliação do escoamento borbulhante na restrição

Para obter-se maior área interfacial entre o gás e o líquido deve-se ter escoamento do tipo borbulhante. As relações referenciadas no capítulo 2.0 para determinar a velocidade sônica na restrição, são válidas quando se tem escoamento bifásico do tipo borbulhante. Para ter-se o efeito de velocidade supersônica no divergente é necessário ter-se escoamento do tipo borbulhante na restrição à velocidade sônica. Para avaliar-se o tipo de escoamento , mede-se experimentalmente a pressão e temperatura da mistura bifásica, a vazão de líquido e vazão de gás. Conhecidas estas variáveis mais as variáveis geométricas como o diâmetro da seção, pode-se determinar o tipo de escoamento bifásico. O parágrafo 2.3 faz referência à caracterização de escoamento borbulhante bifásico. Determina-se inicialmente a perda de carga na restrição considerando-se o líquido escoando, ($dpfl = f.1/2.G_f^2.v_l / D$), onde D é o diâmetro da restrição, $G_f$ , a vazão mássica do líquido por unidade de área, $v_l$ , 0 volume específico do líquido e , f, o fator de fricção do escoamento do líquido. O fator de fricção é avaliado pela relação (3.7). Após determinar a perda de carga considerando-se unicamente o líquido, dpfl, determina-se o parâmetros ,Tdt, através da relação (2.3.1). Conhecido o título, o volume específico do líquido e do gás, e considerando-se a hipótese de Blasius [2], determina-se o parâmetros de Lockhart-Martinelli, X , através da relação (2.2.33). Com estes resultados tem-se os subsídios necessários à avaliação do tipo de escoamento na restrição. Utilizando-se os valores de Tdt e X no diagrama da figura 2.3, verifica-se se o tipo de escoamento é borbulhante.

## 4.3 - Aparato experimental

Os experimentos para avaliação do coeficiente global de transferência de massa entre gás e líquido num reator tubular, foram realizados com água potável da CEDAE, com pH aproximadamente 7, e utilizou-se como gás a mistura de ozônio em oxigênio, ar e oxigênio de alta pureza (99,9 %).

A figura 4.3 mostra um desenho esquemático geral do aparato experimental para testes realizados. Básicamente fazem parte deste aparato um reservatório de água potável de 200 $m^3$, uma fonte de gás, que no caso do ar utilizou-se um cilindro de ar sintético de alta pressão (20 MPa) com 21 % de oxigênio , no caso do oxigênio um cilindro de alta pressão de oxigênio com 99,9 % de pureza e no caso do ozônio um gerador de ozônio alimentado com oxigênio de alta pureza e comprimido com um compressor isento de óleo. Devido à dimensão do reservatório e à baixa vazão de água de reciclo, 4 $m^3/h$ , pode-se afirmar que para testes de 10 a 15 minutos, o volume de água no tanque, torna-se infinito em relação à água reciculada, regime permanente.

No reciclo da água, utilizou-se uma bomba centrífuga, da DANCOR modelo 630 trifásica, com uma potência de 5 Hp, obtendo-se uma vazão de água de 4 $m^3/h$ com uma pressão manométrica de recalque da ordem de 0,7 MPa.

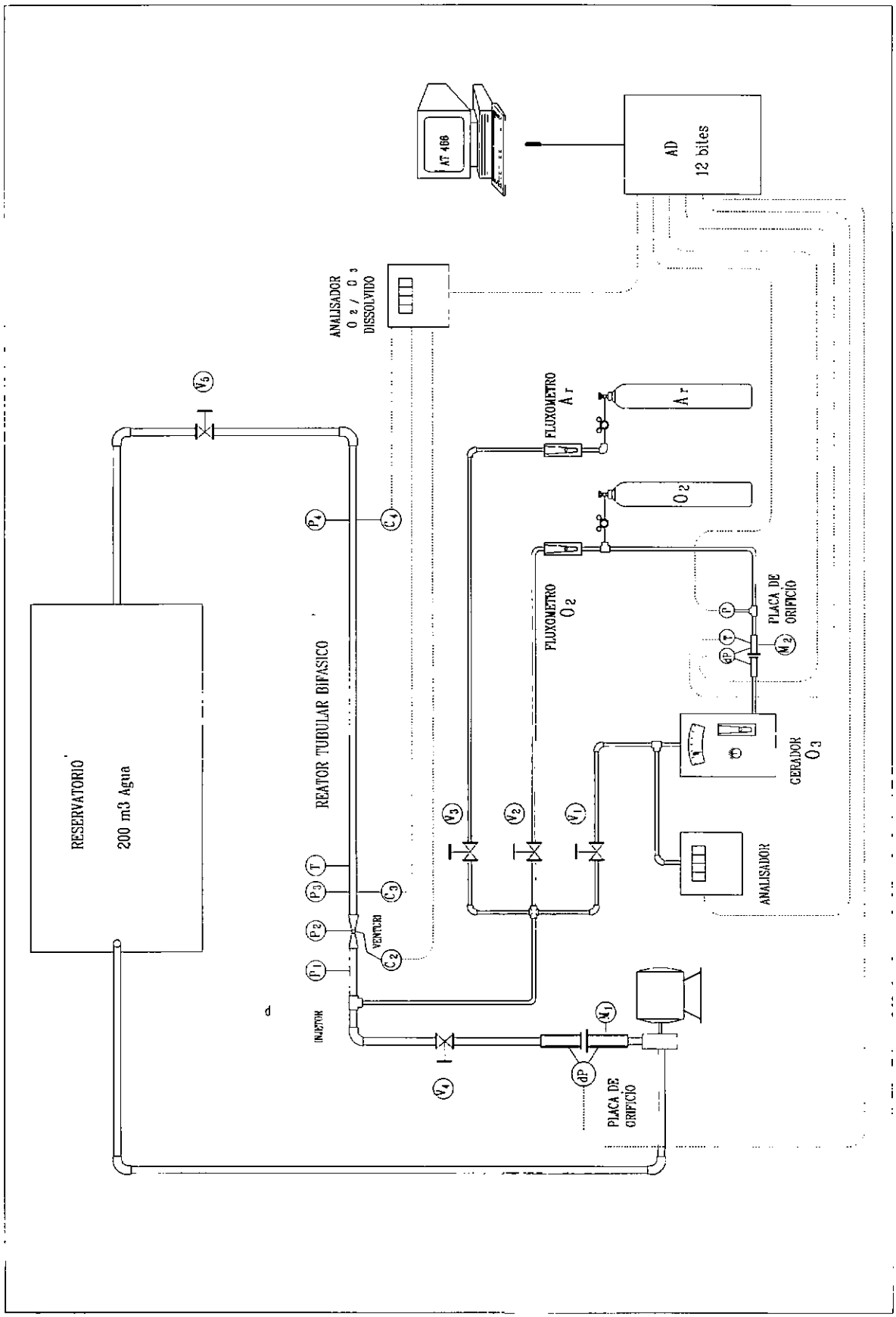


**Figura 4.3 - Desenho esquemático do aparato experimental**

Observando-se o desenho esquemático da figura 4.3, a água é succionada do reservatório pela bomba de 5 Hp, através de um tubo PVC de 60 mm. O trecho entre a saída da bomba de água e a seção de testes é feito através de um tubo PVC de 40 mm. Na seção de testes tem-se inicialmente um medidor de vazão de água do tipo placa de orifício. Após a placa de orifício o tubo PVC de 32 mm, tem-se uma válvula reguladora de vazão de água ($v_1$). Tem-se em seguida o sistema de injeção de gás. Após o injetor de gás tem-se um trecho reto de 0,25 m até o Venturi e outro trecho reto na saída, todos em acrílico transparente, onde se pode visualizar o escoamento bifásico. Em seguida a água entra no reator tubular de 32 mm de diâmetro , (27,8 mm de diâmetro interno) e 36 m de comprimento, onde será avaliada a eficiência do sistema. No caso dos testes com Venturi o trecho avaliado é de 1,0 m após o Venturi, onde tem-se uma válvula agulha para coleta de amostra. Nos testes sem Venturi foi utilizado um trecho maior de avaliação da transferência de massa, 12,5 m para o caso dos testes com ar e com ozônio. Este aumento de trecho avaliado em relação aos testes com Venturi é devido à baixa transferência de massa. Em função da faixa de utilização dos instrumentos de medida de concentração do gás dissolvido, obtém-se uma incerteza menor nas medidas de concentração com este aumento do trecho avaliado. Após o reator tubular tem-se uma válvula reguladora de pressão ($v_5$)., tipo gaveta, e o tubo de retorno ao reservatório com 40 mm de diâmetro .

Apesar de considerar-se o reservatório de água de dimensões infinitas, colocou-se o retorno da água ao reservatório na posição oposta à saída para a bomba, sução, garantindo-se que a água que sai do reservatório tem concentração de gás dissolvido constante, e no caso do ozônio ter concentração nula não necessitando medir-se a concentração de ozônio na entrada do sistema. Mediu-se a concentração do gás dissolvido no inicio e no final do trecho avaliado.

Nos testes com ozônio tem-se um cilindro de oxigênio que alimenta o gerador de ozônio. Entre o cilindro de oxigênio e o gerador tem-se o medidor de vazão do gás do tipo placa de orifício. Um analisador de ozônio na fase gás é colocado imediatamente antes do injetor de gás no reator. Nos testes com ar e oxigênio utilizou-se entre o cilindro de alta pressão e o injetor um fluxômetro para a medida de vazão de gás.

Medida de vazão de ar e oxigênio : Nos testes de avaliação de transferência de massa com ar e oxigênio puro, utilizou-se na medida de vazão um fluxômetro da Fischer. Estimou-se uma incerteza nesta medida de 2,7 %, conforme descrito no anexo E.

Medida de vazão da mistura de ozônio com oxigênio : Esta medida foi realizada entre o cilindro de oxigênio e o gerador de ozônio ainda na fase única de oxigênio. Fabricou-se uma placa de orifício do tipo Corner Taps, e aferida contra um padrão. Estimou-se uma incerteza de 2,6 % nesta medida, conforme descrito no anexo E.

Medida de vazão de água : Esta medida foi realizada entre a bomba de água e o reator tubular. Fabricou-se uma placa de orifício segundo as normas ISO, estimando-se uma incerteza nesta medida de 2,9 % , conforme descrito no anexo E.

Medida de temperatura : Na medida de temperatura da mistura, nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se o medidor portátil ATI ORION modelo 810, o mesmo utilizado

na medida de oxigênio dissolvido com função simultânea para a medida de temperatura. Nas medidas de temperatura nos testes com ar e oxigênio estimou-se uma incerteza na medida de 0,5 C e nos testes com ozônio uma incerteza de 0,6 C , conforme descrito no anexo E.

Medida de pressão na entrada do Venturi supersônico : A medida da pressão na entrada do Venturi é importante para se determinar se o escoamento é borbulhante. O medidor utilizado é do tipo Bourdon com uma incerteza de medida estimada em 20 kPa , conforme descrito no anexo E.

Medida de pressão ao longo do Venturi supersônico : A pressão do escoamento entre a restrição, diâmetro menor do Venturi, e de pontos ao longo do divergente é importante para avaliar se o escoamento é supersônico no divergente. No anexo B foi definido o processo de medida, assim como as incertezas associadas às medidas de pressão ao longo do Venturi supersônico. Estimou-se uma incerteza nesta medida de 2,8 kPa, conforme descrito no anexo E.

Medida de pressão ao longo do Reator : Na medida de pressão ao longo do reator tubular utilizaram-se dois medidores de pressão do tipo Bourdon, um no inicio e outro no fim de reator. No inicio do reator, ou seja na saída do Venturi, estimou-se uma incerteza na medida de pressão de 7,0 kPa e no fim do reator uma incerteza de 20 kPa , conforme descrito no anexo E.

Medida de gás dissolvido : Nos testes com ar, a medida de oxigênio dissolvido foi realizada com o medidor portátil, marca ATI ORION modelo 810 de incerteza de 0,01 mg/L. A incerteza da medida foi estimada no anexo E. Nos testes com oxigênio puro, a medida de oxigênio dissolvido foi realizada com o medidor portátil, marca SCHOTT GERÄTE modelo CG 867, com incerteza de 0,1 mg/L. A incerteza da medida foi estimada no anexo E. Nos testes com ozônio, a medida de ozônio dissolvido na água foi realizada com um analisador, fabricado pela Orbisphere Laboratories, Switzerland, modelo 26506, com incerteza de 0,05 mg/L. A incerteza da medida foi estimada no anexo E.

Medida de ozônio fase gás : Na medida de ozônio na fase gás, mistura de ozônio com oxigênio, utilizou-se um analisador, fabricado pela PCI Ozone & Control System , USA, modelo HC, com incerteza de 0,001 %. A incerteza da medida foi estimada no anexo E.

Gerador de ozônio : Foi utilizado um gerador de ozônio fabricado pela PCI Ozone Coorporation, NJ-USA, modelo GL-1. O modelo MG-1 opera segundo o princípio de descarga de Corona, utilizando alta voltagem (8000 volts) e freqüência média de 1800 Hz. Ela pode ser alimentado com ar ou oxigênio. Para obter-se melhor eficiência no gerador deve-se utilizar oxigênio. No nosso trabalho utilizou-se oxigênio como gás de alimentação. Nas condições nominais de operação, temperatura de 21 C , pressão de gás 100 kPa , vazão de oxigênio de 15 Nl/min e concentração de 3 % em base mássica , o gerador possui uma capacidade máxima de produção de 50 g/h de ozônio. O gerador é refrigerado a água e óleo de silicone compatível com o oxigênio.

## 4.4 - Metodologia para avaliação dos parâmetros experimentais

Neste capítulo mostra-se a metodologia utilizada para avaliar o tipo de escoamento no divergente do Venturi, e para avaliar o coeficiente da transferência de massa entre o gás e líquido para o caso de ar, oxigênio e ozônio , utilizando o reator com e sem Venturi misturador.

### 4.4.1 - Tipo de escoamento no divergente do Venturi

No capítulo 2.0 , verificou-se as condições necessárias para obter-se escoamento supersônico no divergente de um Venturi, tendo como condição inicial a necessidade de ter-se escoamento sônico na entrada do divergente, ou seja velocidade sônica do escoamento na restrição do Venturi. Verificou-se através da equação (2.1.11) que, para obter-se escoamento supersônico, $M>1$, é necessário que haja uma diminuição da pressão , $dP<0$, da restrição para o divergente do Venturi, aumento de área, $dA_t>0$. Ou pela equação (2.1.12), verifica-se que para $M>1$, um aumento de área, $dA_t>0$ , causa um acréscimo de velocidade, $du>0$.

Para determinar experimentalmente o número de Mach no divergente, mediu-se inicialmente para diversas condições, a vazão de água, a vazão de gás, a temperatura da mistura e a pressão ao longo do Venturi, conforme definido no anexo B. Considera-se então a pressão na restrição e a 23,4 mm da restrição, determinando-se a velocidade do escoamento e a velocidade do som a partir do procedimento de Henry (equação 2.3.4). Determina-se então o número de Mach nestes dois pontos. Na restrição obtém-se Mach<1 ou Mach=1 e a 23,4 mm Mach<1, Mach=1 ou Mach>1. Considera-se então o número de Mach na entrada do divergente o resultado obtido a partir dos valores médios entre a restrição e a 23,4 mm da restrição. Determina-se a velocidade média do escoamento e a velocidade média do som entre estes dois pontos, obtendo-se o número de Mach na entrada do divergente. Os resultados obtidos em função do número de Mach são qualitativos, devido à falta de informação da incerteza das relações que determinam a velocidade do som na mistura. Conhecida a vazão mássica de gás, $m_g$ , a pressão, P, e a temperatura, T, do escoamento, determina-se através da relação (4.5.1.1) a vazão volumétrica do gás, $Q_g$ nestas condições.

$$Q_g = m_g \cdot (R \cdot T / P) \qquad (4.4.1.1)$$

onde : R = constante do gás.

Considerando-se que a razão de escorregamento é igual à unidade, a velocidade da mistura numa dada seção é determinada pela razão entre a vazão volumétrica total, Q , e a área da seção, $A_t$ . Como a vazão volumétrica total é a soma da vazão

volumétrica de água com a vazão volumétrica de gás, então a velocidade numa dada seção é determinada pela relação seguinte, (4.4.1.2)

$$u = ( Q_G + Q_L ) / A_t \qquad (4.4.1.2)$$

Para determinar a velocidade sônica da mistura, determina-se inicialmente a fração mássica através da, relação (2.2.2) conhecida experimentalmente de vazão mássica de água e gás. Conhecida a pressão e temperatura e considerando-se que o gás é perfeito determina-se a massa específica e o volume específico do gás , pela relação

$$v_g = R . T / P \qquad (4.4.1.3)$$

Conhecidos estes parâmetros , e o volume específico do líquido, determina-se através da relação (2.2.19) a fração de vazios. Conhecidas as propriedades do gás e do líquido, como o calor específico e as massas específicas, pode-se então determinar a velocidade sônica da mistura a partir da relação (2.4.3). É observado a faixa de validade desta relação, frações de vazios até 0,5 e pressão entre 0,1 e 1,0 MPa absoluto. Conhecida então a velocidade sônica da mistura e a velocidade medida, determina-se então o número de Mach no inicio do divergente, a 11,7 mm a partir da restrição.

### 4..4.2 - Transferência de massa

Na medida de transferência de massa definiu-se para todos os casos um comprimento necessário no reator para que esta medida tivesse um incerteza da mesma ordem de grandeza dos instrumentos utilizados. Para o caso dos testes com ar e ozônio sem Venturi misturador, onde a transferência de massa de gás para a água foi pequena, teve-se que avaliar a transferência de massa num trecho de 12,5 m aproximadamente. Para os outros casos, o trecho avaliado foi de 1,0 m , onde a concentração do gás dissolvido foi suficiente para que pude-se ser mensurável sem que a incerteza total da medida fosse elevada.

Para determinar a transferência de massa no trecho avaliado mediu-se os seguintes parâmetros : concentração de gás dissolvido, no inicio e no fim do trecho avaliado, vazão de água, pressão do escoamento, vazão de gás, temperatura da mistura. Nos casos onde se utilizou o Venturi misturador, a medida de concentração inicial foi realizada na restrição do Venturi, considerando-se que o Venturi faz parte do sistema de injeção de gás. No caso dos testes com ozônio mediu-se a concentração de

ozônio na fase gás. Com estes parâmetros e com relações auxiliares mostradas nos capítulos 2.0 e 3.0 , pode-se determinar o coeficiente global de transferência de massa para cada caso. O anexo A mostra o procedimento para determinar a solubilidade dos gases na água utilizada. O anexo C e D, mostram os procedimentos utilizados para calculo do coeficiente global de transferência de massa assim como alguns parâmetros necessários à apresentação dos resultados. Como complemento define-se número de Reynolds homogêneo a partir das propriedades do líquido. Considerando-se que o líquido ocupa toda a seção de escoamento com uma velocidade igual à velocidade homogênea, obtém-se :

$$Rey_H = u_H \; D_t \; \rho_L \; / \; \mu_L \qquad (4.4.2.1)$$

O número de Schmidt é definido por,

$$Sc = \mu_g \; v_g \; / \; D_0 \qquad (4.4.2.2)$$

onde: $D_0$ é a difusividade do gás no líquido.

Amand [2], 1946 , determinou experimentalmente a fração de vazios, $\alpha$, num escoamento bifásico disperso de ar em de água em um tubo horizontal e relacionou este fator com razão volumétrica ($\beta$), equação (2.2.27). Para valores de $\beta$ <0,90 e valores de vazão mássica de líquido entre 1000 e 4200 Kg/h, Amand obteve a seguinte relação,

$$\alpha = 0{,}83 \; \beta \qquad (4.4.2.3)$$

onde : o valor 0,83 é chamado de fator de Amand. Esta relação tem uma incerteza estimada em 5% no ajuste do coeficiente em relação aos resultados experimentais obtidos pelo autor.

## 5.0 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Na avaliação do sistema a partir dos resultados experimentais, verificou-se inicialmente as condições para obter-se escoamento bifásico supersônico no divergente do Venturi. Conhecidas estas condições resultantes a jusante do Venturi, avaliou-se a transferência de massa utilizando-se o reator tubular em condições idênticas, mas sem o Venturi e determinou-se o coeficiente global de transferência de massa e um modelo empírico que reproduz os resultados experimentais. Finalmente avalia-se o coeficiente global de transferência de massa utilizando-se o misturador Venturi supersônico comparando-se os resultados obtidos. Todos os testes foram realizados para as mesmas condições de escoamento, vazão de água, vazão de gás e pressão de escoamento.

### 5.1 - Avaliação experimental do escoamento supersônico

A avaliação experimental foi feita para três diferentes vazões de água, para cinco diferentes vazões de oxigênio e para cinco diferentes pressões a jusante do Venturi. Realizou-se um total de setenta e cinco experiências para determinar as condições necessárias para obter-se escoamento bifásico supersônico no divergente do Venturi. O gás foi injetado numa distância de 0,25 m a montante do Venturi. A montante e a jusante do Venturi foram montados trechos retos em acrílico, podendo-se visualizar o tipo de escoamento. Observou-se que o escoamento a montante do Venturi foi do tipo borbulhante em todas as condições de teste. O anexo B mostra os resultados de pressão do escoamento ao longo do Venturi para cada um dos experimentos realizados.

As tabelas 5.1.1, 5.1.2 e 5.1.3 mostram alguns resultados experimentais medidos e outros resultados avaliados a partir das medidas mostradas no anexo B. A tabela 5.1.1 são os resultados para a vazão de água de 3,0 m3/h, a tabela 5.1.2 para as vazão de água de 3,5 m3/h e a tabela 5.1.3 os resultados experimentais para a vazão de água de 4,0 m3/h. Na primeira coluna, a da esquerda, tem-se a vazão de oxigênio em kg/h , na segunda coluna a pressão na entrada do Venturi , na terceira coluna a pressão na restrição, na quarta coluna a pressão na saída do Venturi, na quinta coluna a velocidade do som avaliada para a mistura bifásica na restrição, na sexta coluna a variação da pressão na direção do escoamento avaliada experimentalmente na entrada do divergente e na última coluna, a da direita, a razão entre a velocidade do escoamento e a velocidade do som na mistura , número de Mach, avaliada na entrada do divergente, a 11,7 mm a partir da restrição.

Conforme anexo B, estimou-se uma incerteza na medida de vazão de água de 2,9 %, na medida de vazão de oxigênio de 2,7 % , na medida de pressão a montante, $P_1$ , de 14 kPa, na restrição , $P_2$ , de 2,8 kPa e a jusante, $P_3$ , de 7 kPa, conforme descrito no anexo E.

O cálculo da derivada da pressão na direção do escoamento na entrada do divergente, dP/dy , foi realizado a partir dos resultados experimentais obtidos no anexo B. Conhecida a pressão na restrição, $P_{20}$ , a pressão a uma distância de 23,4 mm a partir da restrição ,$P_{21}$, entrada do divergente, determina-se o valor de (dP/dy). Considerando-se a incerteza na distância (+/- 0,2 mm) , a incerteza na medida de pressão na restrição e a 23,4 mm de +/- 2,8 kPa, conforme estimado no anexo E, estima-se, a partir da relação ($e_4$) do anexo E, a incerteza de 0,17 kPa/mm na derivada da pressão na entrada do divergente.

Para efeito de calculo do número de Mach, a velocidade do escoamento é avaliada na seção média entre a restrição e a seção a uma distância de 23,4 milímetros da restrição, no divergente a 11,7 mm. Considerando-se que o escoamento é homogêneo, onde a razão de escorregamento é igual à unidade (S=1), estima-se que a incerteza na medida de velocidade do escoamento é 4,9 %. Esta incerteza foi estimada considerando-se a incerteza na medida de pressão, 2,8 kPa , na medida da seção de escoamento (desprezível) e a partir das relações ($e_1$ e $e_2$), conforme estimado no anexo E. Conforme procedimento experimental descrito em 4.4.1, a velocidade do som na mistura e o número de Mach avaliado no divergente na mesma seção , a 11,7 mm a partir da restrição. Como não existe uma análise de incerteza para as relações apresentadas pelos diversos autores para determinar a velocidade do som na mistura, não se pode estimar a incerteza obtida no número de Mach. Este resultado pode ser observado qualitativamente.

A tabela 5.1.1 mostra os resultados experimentais obtidos para uma vazão de água de 3,0 $m^3$/h. A vazão de gás oxigênio foi variada entre 0,524 e 3,025 Kg/h . A pressão a jusante do Venturi foi controlada entre 200 e 400 kPa absoluta. De uma maneira geral pode-se verificar através da coluna da direita que obteve-se , em alguns casos, escoamento supersônico no divergente (M>1), na $11^a$ , $12^a$ , $16^a$ ,$17^a$ , $21^a$ e $22^a$ linhas. Na $1^a$ , $2^a$ e $10^a$ linhas os valores da velocidade do som e o número de Mach não foram determinados devido ao fato de que a relação de Henry (2.4.3) não é válida . A pressão média entre a pressão na restrição e pressão a 23,4 mm da restrição é inferior a 100 kPa. Comparando-se a $11^a$ , $16^a$ e $21^a$ linhas, verifica-se que não existe variação significativa no valor da velocidade do som com o aumento da vazão de gás, ou seja com o aumento da fração de vazios ($\alpha$), no entanto tem-se um aumento de 1,24 para 1,387 no número de Mach, 11,3 % de aumento. Verifica-se que a velocidade do som na mistura aumenta com o aumento da pressão do escoamento, diminuindo assim o número de Mach. Por exemplo, comparando-se a $11^a$ com $15^a$ linha, verifica-se que na $11^a$ linha, a pressão na saída do divergente é 200 kPa e na restrição de 114,6 kPa, a velocidade do som é de 21,2 m/s e o número de Mach de 1,240 , e para a mesma condição de vazão de água e gás , mas com uma pressão superior na saída do divergente 400 kPa e na restrição, 224 kPa, $15^a$ linha, a velocidade do som aumenta para 37,4 m/s e o número de Mach diminui para menos da metade 0,548.

**Tabela 5.1.1 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 3,0 $m^3/h$**

| Vazão de oxigênio [kg/h] | Pressão na entrada $P_1$ [kPa] | Pressão na restrição $P_2$ [kPa] | Pressão na saída $P_3$ [kPa] | Velocidade do som [m/s] | dP/dy no divergente [kPa/mm] | Número de MACH |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 297 | 64,0 | 200 | - | 2,51 | - |
| 0,524 | 322 | 90,7 | 250 | - | 4,21 | - |
| 0,524 | 346 | 130,7 | 300 | 37,3 | 5,03 | 0,513 |
| 0,524 | 381 | 165,3 | 350 | 46,6 | 5,65 | 0,397 |
| 0,524 | 415 | 216,0 | 400 | 60,3 | 5,37 | 0,340 |
| | | | | | | |
| 1,083 | 337 | 90,.6 | 200 | - | 0,57 | - |
| 1,083 | 346 | 112,0 | 250 | 24,1 | 2,74 | 0,881 |
| 1,083 | 376 | 146,7 | 300 | 30,5 | 3,93 | 0,670 |
| 1,083 | 405 | 178,7 | 350 | 36,5 | 4,86 | 0,542 |
| 1,083 | 435 | 221,4 | 400 | 44,5 | 4,93 | 0,458 |
| | | | | | | |
| 1,693 | 380 | 114,6 | 200 | 21,2 | -0,57 | 1,240 |
| 1,693 | 390 | 130,7 | 250 | 23,5 | 0,34 | 1,049 |
| 1,693 | 405 | 154,7 | 300 | 27,1 | 2,84 | 0,802 |
| 1,693 | 430 | 186,7 | 350 | 31,8 | 3,68 | 0,664 |
| 1,693 | 459 | 224,0 | 400 | 37,4 | 4,61 | 0,548 |
| | | | | | | |
| 2,334 | 415 | 133,3 | 200 | 21,7 | -1,37 | 1,273 |
| 2,334 | 430 | 146,6 | 250 | 23,4 | 0,46 | 1,060 |
| 2,334 | 440 | 165,3 | 300 | 25,7 | 2,28 | 0,880 |
| 2,334 | 454 | 189,4 | 350 | 28,8 | 3,56 | 0,745 |
| 2,334 | 474 | 218,7 | 400 | 32,5 | 4,21 | 0,645 |
| | | | | | | |
| 3,025 | 450 | 144,0 | 200 | 21,6 | -2,51 | 1,387 |
| 3,025 | 454 | 154,7 | 250 | 22,7 | -0,57 | 1,169 |
| 3,025 | 464 | 170,7 | 300 | 24,5 | 1,71 | 0,969 |
| 3,025 | 484 | 197,4 | 350 | 27,4 | 2,81 | 0,822 |
| 3,025 | 503 | 218,7 | 400 | 29,8 | 3,79 | 0,727 |

**Tabela 5.1.2 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 3,5 $m^3/h$**

| Vazão de oxigênio [kg/h] | Pressão na entrada $P_1$ [kPa] | Pressão na restrição $P_2$ [kPa] | Pressão na saída $P_3$ [kPa] | Velocidade do som [m/s] | dP/dy no divergente [kPa/mm] | Número de MACH |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 376 | 51,2 | 200 | - | 1,00 | - |
| 0,524 | 386 | 61,3 | 250 | - | 3,53 | - |
| 0,524 | 396 | 74,2 | 300 | - | 6.29 | - |
| 0,524 | 405 | 109,3 | 350 | 33,7 | 7,20 | 0,584 |
| 0,524 | 420 | 144,0 | 400 | 43,8 | 7,82 | 0,450 |
| | | | | | | |
| 1,084 | 415 | 93,3 | 200 | - | -1,37 | - |
| 1,084 | 425 | 93,3 | 250 | - | 1,82 | - |
| 1,084 | 435 | 106,7 | 300 | 24,4 | 4,21 | 0,944 |
| 1,084 | 445 | 136,1 | 350 | 30,3 | 5,85 | 0,727 |
| 1,084 | 464 | 160,0 | 400 | 35,2 | 6,71 | 0,616 |
| | | | | | | |
| 1,693 | 464 | 117,3 | 200 | 22.63 | -2,28 | 1,514 |
| 1,693 | 464 | 120,0 | 250 | 23.06 | 0,00 | 1,275 |
| 1,693 | 474 | 133,0 | 300 | 25.15 | 2,41 | 1,031 |
| 1,693 | 484 | 150,0 | 350 | 27.88 | 4,41 | 0,856 |
| 1,693 | 503 | 173,0 | 400 | 31.58 | 5,74 | 0,725 |
| | | | | | | |
| 2,334 | 513 | 141,4 | 200 | 23,8 | -3,31 | 1,498 |
| 2,334 | 513 | 141,4 | 250 | 23,8 | -1,03 | 1,307 |
| 2,334 | 513 | 152,0 | 300 | 25,2 | 1,03 | 1,110 |
| 2,334 | 522 | 165,4 | 350 | 27,0 | 3,19 | 0,944 |
| 2,334 | 522 | 184,0 | 400 | 29,6 | 4,85 | 0,812 |
| | | | | | | |
| 3,025 | 552 | 157,4 | 200 | 23.98 | -4,29 | 1,551 |
| 3,025 | 552 | 162,7 | 250 | 24.61 | -2,15 | 1,331 |
| 3,025 | 562 | 168,0 | 300 | 25.25 | 0,10 | 1,165 |
| 3,025 | 562 | 178,7 | 350 | 26.52 | 2,38 | 1,008 |
| 3,025 | 562 | 197,3 | 400 | 28.74 | 3,88 | 0,881 |

**Tabela 5.1.3 - Resultados experimentais da avaliação do tipo de escoamento no divergente do Venturi para uma vazão de água de 4,0 $m^3/h$**

| Vazão de oxigênio [kg/h] | Pressão na entrada $P_1$ [kPa] | Pressão na restrição $P_2$ [kPa] | Pressão na saída $P_3$ [kPa] | Velocidade do som [m/s] | dP/dy no divergente [kPa/mm] | Número de MACH |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 484 | 61,3 | 200 | - | -1,37 | - |
| 0,524 | 484 | 62,6 | 250 | - | 0,97 | - |
| 0,524 | 484 | 63,9 | 300 | - | 5,25 | - |
| 0,524 | 484 | 72,1 | 350 | - | 7,54 | - |
| 0,524 | 484 | 80,4 | 400 | - | 9,49 | - |
| | | | | | | |
| 1,084 | 533 | 101,3 | 200 | - | -3,53 | - |
| 1,084 | 533 | 101,3 | 250 | - | -1,48 | - |
| 1,084 | 533 | 101,3 | 300 | - | 1,71 | - |
| 1,084 | 533 | 104,0 | 350 | 25,1 | 5,01 | 1,027 |
| 1,084 | 533 | 112,2 | 400 | 26,9 | 7,51 | 0,861 |
| | | | | | | |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 200 | 26,9 | -4,56 | 1,699 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 250 | 26,9 | -2,62 | 1,478 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 300 | 26,9 | 0,00 | 1,266 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 350 | 26,9 | 2,23 | 1,130 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 400 | 26,9 | 3,93 | 1,044 |
| | | | | | | |
| 2,334 | 616 | 160,0 | 200 | 27,5 | -5,13 | 1,620 |
| 2,334 | 616 | 154,6 | 250 | 26,7 | -3,65 | 1,527 |
| 2,334 | 616 | 154,6 | 300 | 26,7 | -1,37 | 1,346 |
| 2,334 | 616 | 160,0 | 350 | 27,5 | 1,37 | 1,152 |
| 2,334 | 616 | 165,0 | 400 | 28, 3 | 3,97 | 1,011 |
| | | | | | | |
| 3,025 | 650 | 183,3 | 200 | 28,3 | -6,01 | 1,588 |
| 3,025 | 650 | 178,6 | 250 | 27,6 | -4,79 | 1,522 |
| 3,025 | 650 | 176,4 | 300 | 27,4 | -2,72 | 1,386 |
| 3,025 | 650 | 177,1 | 350 | 27,4 | -0,05 | 1,226 |
| 3,025 | 650 | 178,6 | 400 | 27,6 | 2,62 | 1,096 |

A partir destas constatações, pode-se dizer que a pressão na restrição e a jusante do Venturi, são variáveis que influenciam de uma maneira significativa o valor do número de Mach na entrada do divergente. A diminuição da pressão na entrada do divergente é um indicador de escoamento supersônico, conforme já constatado no parágrafo 2.1. Pode-se observar na tabela 5.1.1, que tem-se alguns casos onde a derivada da pressão na direção do escoamento é menor que a unidade, avaliada na entrada do divergente do Venturi. Nas linhas $11^a$ , $16^a$ , $21^a$ e $22^a$ a pressão diminui com o aumento de área do escoamento, obtendo-se valores de número de Mach superiores á unidade. Porém, observou-se alguns casos onde o número de Mach é maior que a unidade e a pressão não diminuiu, ou seja teve um pequeno acréscimo, nomeadamente nas linhas $12^a$ e $17^a$ da tabela 5.1.1. Este fenômeno acontece porque existe um aumento de seção de escoamento com um pequeno acréscimo de pressão, o que significa um pequeno decréscimo na velocidade do escoamento, mas não o suficiente para que seja inferior à velocidade do som . Nestes casos o número de Mach é próximo da unidade. Como a incerteza do número de Mach é 11,8 %, então todos os casos onde o número de Mach é próximo à unidade assume-se uma região de transição de subsônico para supersônico, sem se importar se a variação de pressão é positiva ou negativa.

A tabela 5.1.2 mostra os resultados experimentais obtidos para uma vazão de água de 3,5 m3/h, mantendo-se a mesma faixa de vazão de oxigênio, entre 0,524 e 3,025 kg/h e a mesma pressão na saída do Venturi , entre 200 e 400 kPa absoluta. Conforme observado na tabela 5.1.1, obtiveram-se alguns casos de escoamento supersônico no divergente. Observando-se os valores na coluna da direita nas linhas $11^a$ , $12^a$ , $13^a$ ,$16^a$ , $17^a$ , $18^a$ , $21^a$ , $22^a$ , $23^a$ e $24^a$ , verifica-se que o valor do número de Mach é maior que a unidade, mostrando que o escoamento nestas condições é supersônico. Comparando-se estes resultados com os resultados experimentais para 3,0 m3/h de vazão de água, tabela 5.1.1, obteve-se um maior número de experimentos com escoamento supersônico da entrada do divergente. Conforme aconteceu na tabela 5.1.1, alguns valores de velocidade do som e número de Mach não puderem ser determinados, nomeadamente nas $1^a$ , $2^a$ , $3^a$ , $6^a$ e $7^a$ linhas, devido à relação de (2.4.3) não ser válida, pois a .pressão média entre a pressão na restrição e pressão a 23,4 mm da restrição é inferior a 100 kPa.

A tabela 5.1.3 mostra os resultados experimentais obtidos para uma vazão de água de 4,0 m3/h, mantendo-se a mesma faixa de vazão de oxigênio, entre 0,524 e 3,025 kg/h e a mesma pressão na saída do Venturi , entre 200 e 400 kPa absoluta. Conforme observado na tabela 5.1.1 e 5.1.2, obtiveram-se alguns casos de escoamento supersônico no divergente. Observando-se os valores na coluna da direita em todas as linhas à exceção da $10^a$ , linha verifica-se que o valor do número de Mach é maior que a unidade, mostrando que o escoamento nestas condições é supersônico. Comparando-se estes resultados com os resultados experimentais para 3,0 e 3,5 Nm3/h de vazão de água, tabela 5.1.1 e 5.1.2, obteve-se um maior número de experimentos com escoamento supersônico da entrada do divergente. Conforme aconteceu nos resultados mostrados nas tabelas anteriores , alguns valores de velocidade do som e número de Mach não puderem ser determinados, nomeadamente

da 1ª à 8ª linha, devido à relação de (2.4.3) não ser válida, pois a pressão média entre a pressão na restrição e pressão a 23,4 mm da restrição é inferior a 100 kPa.

Comparando-se as tabelas anteriores, observa-se que os resultados experimentais mostrados na tabela 5.1.3, têm um maior número de pontos com escoamento supersônico no divergente. O dimensionamento inicial do Venturi para uma vazão de água de 4,0 m3/h e vazão de gás de 1,2 kg/h na obtenção de escoamento sônico na restrição e supersônico no divergente, correspondeu à expectativas. Não foi possível obter-se neste trabalho resultados experimentais com valores de vazão de água superiores, visto a não ter-se disponibilidade de equipamentos.

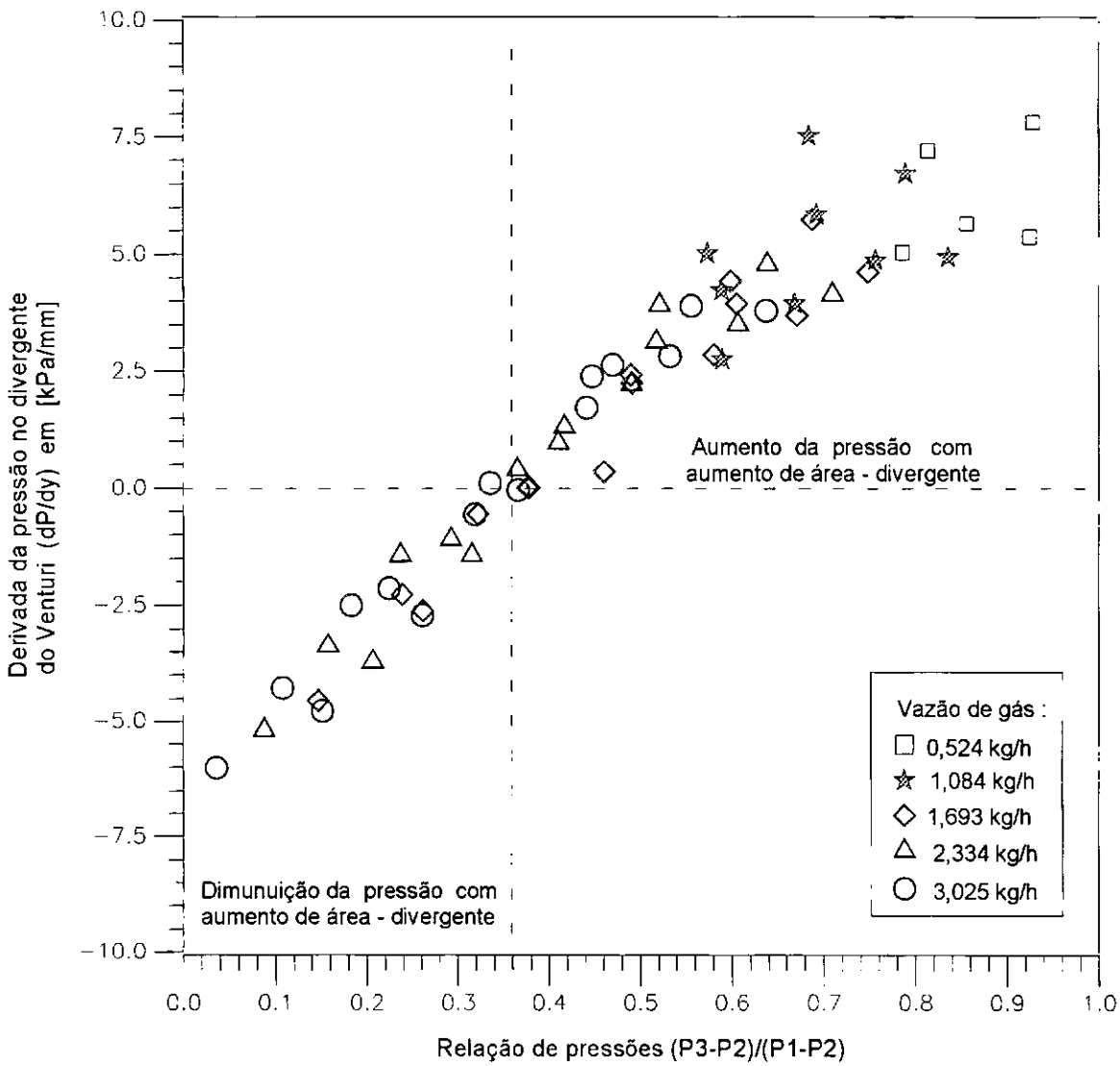


**Figura 5.1.1 - Resultados experimentais de variação de pressão na entrada do divergente**

A figura 5.1.1 mostra em forma resumida os resultados experimentais da variação da pressão na entrada do divergente do Venturi. No eixo das ordenadas tem-se o valor da derivada da pressão na entrada do divergente com incerteza estimada em 0,17 kPa/mm e no eixo das abcissas uma relação de pressões entre a pressão na entrada do Venturi ($P_1$), na restrição ($P_2$) e na saída do Venturi ($P_3$). Esta relação de pressões tem uma incerteza estimada em 7,8 %, a partir das incertezas das pressões, estimadas no anexo E e avaliação para valores médios de pressão nos testes, e utilizando-se a relação ($e_5$) do anexo E. Os resultados foram agrupados em função da vazão de gás, criando-se cinco grupos. O grupo de resultados com vazão de gás de 0,524 kg/h de oxigênio, o de 1,083 , de 1,693, de 2,334 e o de 3,025 kg/h . Observa-se através da figura, que os valores de variação da pressão na entrada do divergente (dP/dy), variam linearmente com a relação de pressões ($P_3$ -$P_2$) / ($P_1$ -$P_2$). Para as menores vazões de gás, 0,524 e 1,083 Kg/h , ou seja fração de vazios,$\alpha$, e fração mássica de gás, x, menores, os resultados experimentais apresentam um espalhamento maior. Para os casos onde a vazão de gás é 1,693 , 2,334 e 3,025 kg/h de oxigênio o espalhamento dos resultados experimentais é inferior a +/- 0,38 Kpl/mm em relação a valores médios, considerando-se um dado valor de relação de pressões. Para valores da relação de pressões inferiores a 0,36 tem-se escoamento com decréscimo de pressão na entrada do divergente e por consequência escoamento supersônico. Para valores da relação de pressões superiores tem-se escoamento com acréscimo de pressão na entrada do divergente com tendência a ter-se escoamento subsônico com o aumento desta relação de pressões.

A figura 5.1.2 mostra em forma resumida os resultados experimentais do número de Mach na entrada do divergente do Venturi . No eixo das ordenadas tem-se o valor do número de Mach e no eixo das abcissas uma relação de pressões entre a pressão na entrada do Venturi ($P_1$), na restrição ($P_2$) e na saída do Venturi ($P_3$). Os resultados foram agrupados em função da vazão de gás, criando-se cinco grupos conforme foi apresentado na figura 5.1.1. O grupo de resultados com vazão de gás de 0,524 kg/h de oxigênio, o de 1,083 , de 1,693, de 2,334 e o de 3,025 kg/h . Observa-se através da figura, que os valores do número de Mach na entrada do divergente do Venturi , variam linearmente com a relação de pressões ($P_3$ -$P_2$) / ($P_1$ -$P_2$). O espalhamento observado no número de Mach é inferior a +/- 0,12 em relação aos valores médios, para um dado valor de relação de pressões. Por exemplo para a relação de pressões de 0,2 obtém-se um número de Mach de 1,44 +/- 0,12 ou seja entre 1,32 e 1,56 . Para valores da relação de pressões inferiores a 0,4 , os resultados do número de Mach são sempre superiores a 1,0 ou seja escoamento supersônico na entrada do divergente. Para valores da relação de pressões superiores a 0,6 , os resultados do número de Mach são sempre inferiores a 1,0 ou seja escoamento subsônico no divergente do Venturi.

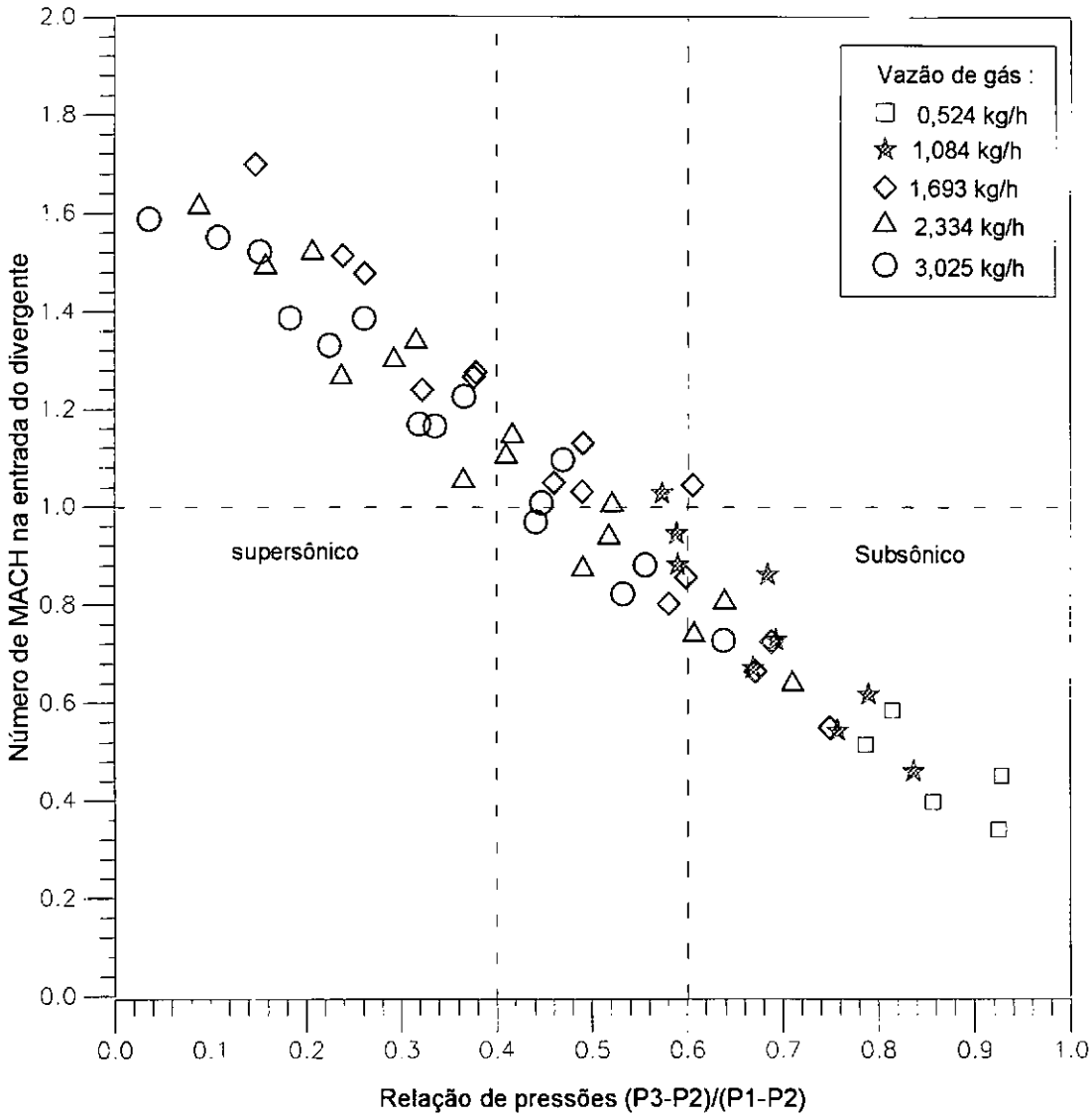


**Figura 5.1.2 - Resultados experimentais do número de MACH no divergente do Venturi**

A figura 5.1.3 mostra em forma resumida os resultados experimentais do comportamento da derivada da pressão com a derivada do número de Mach na direção do escoamento avaliada na entrada do divergente. A partir das medidas experimentais das variáveis na restrição e a 23,4 milímetros a partir da restrição, no divergente, determinou-se os valores destas derivadas na direção do escoamento , considerando-se uma variação linear entre estes dois pontos. No eixo das ordenadas tem-se o valor da derivada do número de Mach (dM/dy) e no eixo das abcissas a derivada da pressão, (dP/dy). Os resultados foram agrupados em função da vazão de gás, criando-se cinco grupos conforme foi apresentado nas figura anteriores. Observa-se através da figura, que a derivada do número de Mach é positiva para valores inferiores a 1,5 kPa/mm de (dP/dy). Não é necessário ter-se diminuição da pressão para obter-se acréscimo no número de Mach.

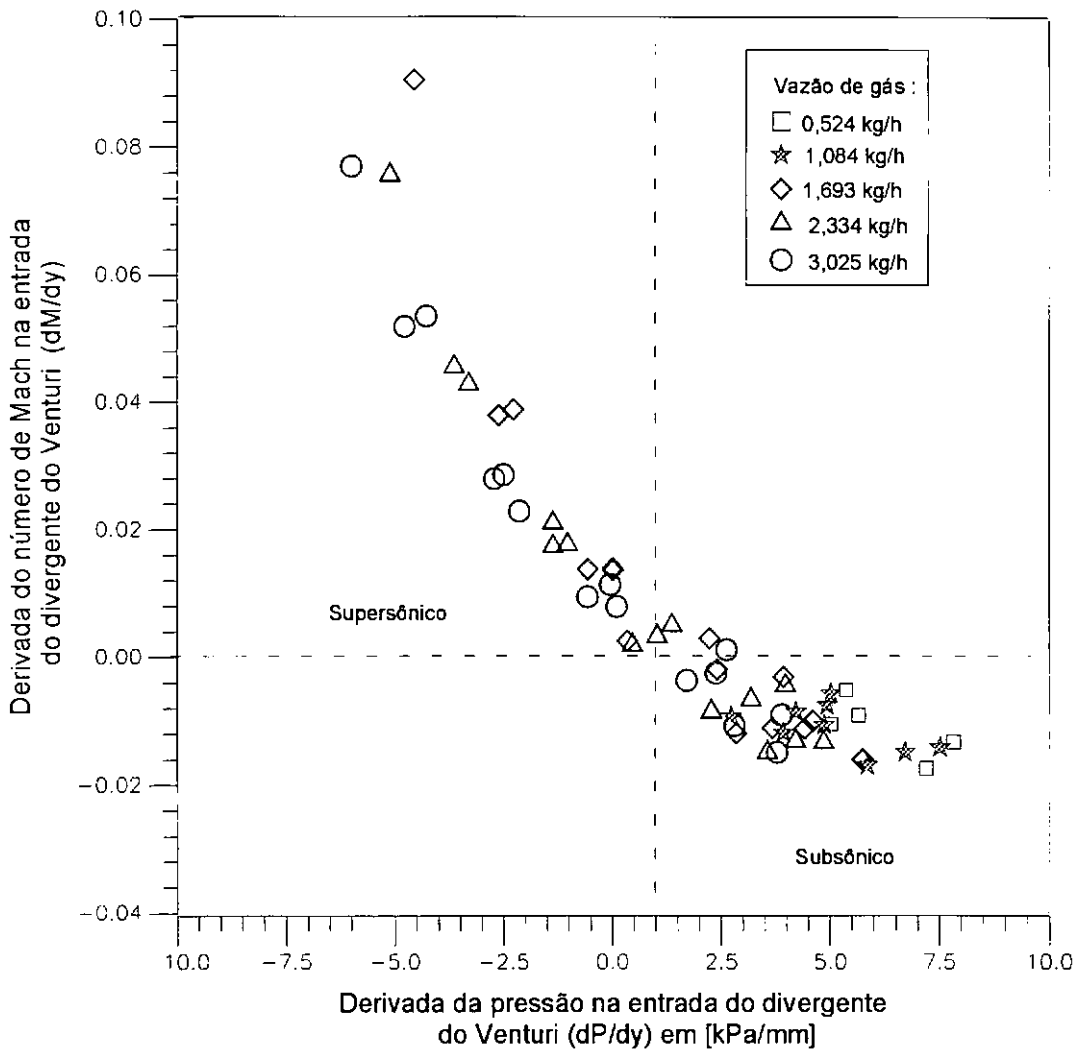


**Figura 5.1.3 - Resultados experimentais da variação do número de Mach e da pressão na entrada do divergente**

A figura 5.1.4 mostra em forma resumida os resultados experimentais do comportamento da derivada do número de Mach avaliada na entrada do divergente com a relação de pressões no Venturi. A partir das medidas experimentais das variáveis na restrição e a 23,4 milímetros a partir da restrição, no divergente, determinou-se os valores da derivada do número de Macha na direção do escoamento , considerando-se uma variação linear entre estes dois pontos. No eixo das ordenadas tem-se o valor da derivada do número de Mach (dM/dy) e no eixo das abcissas uma relação de pressões entre a pressão na entrada do Venturi ($P_1$), na restrição ($P_2$) e na saída do Venturi ($P_3$). Os resultados foram agrupados em função da vazão de gás, criando-se cinco grupos conforme foi apresentado nas figura anteriores. Observa-se através da figura, que a derivada do número de Mach é positiva para valores inferiores a 0,40 da relação de pressões $(P_3-P_2) / (P_1-P_2)$.

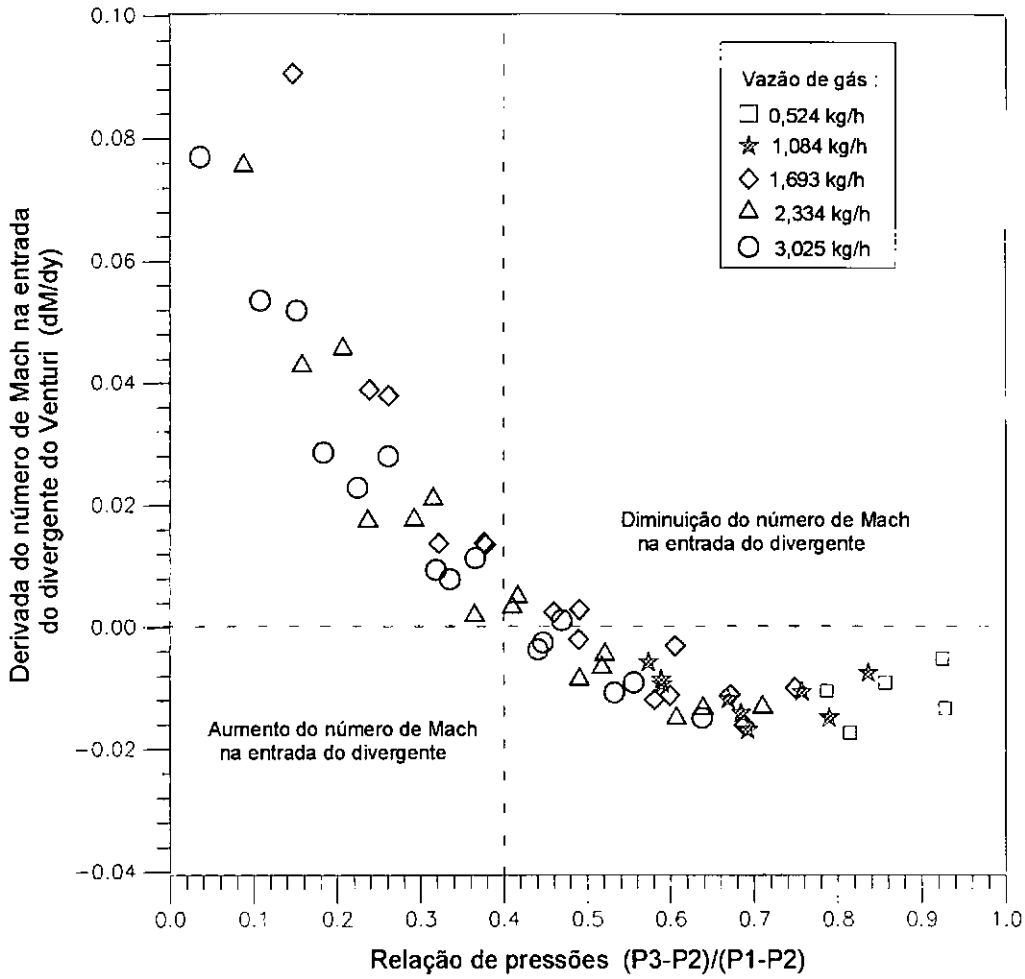


**Figura 5.1.4 - Resultados experimentais da variação do número de Mach com a relação de pressões no Venturi**

## 5.2 - Resultados experimentais de transferência de massa utilizando-se um injetor de gás sem misturador supersônico.

O objetivo é de medir-se experimentalmente a transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num escoamento bifásico de água e gás ao longo de um reator tubular utilizando-se um sistema tradicional de mistura de gás no líquido. As experiências foram realizadas num escoamento bifásico do tipo borbulhante, com misturas de ar, oxigênio e ozônio em água, dentro de um tubo de seção circular. Através dos resultados experimentais obtidos determina-se uma expressão empírica para calculo do coeficiente global de transferência de massa.

O anexo C mostra as experiências realizadas, os resultados experimentais e os procedimentos utilizados para determinar-se parâmetros como pressão de escoamento, temperatura, vazão de água e gás, área interfacial de troca de massa ao longo do escoamento, velocidade da fase gás e da fase líquida, fração de vazios, fração mássica, concentração de gás na fase líquida e o coeficiente global de transferência de massa entra as fases. As experiências foram para vazões de água entre 3,0 e 4,0 m3/h, vazão de gás entre 0,476 e 3,025 kg/h e pressões de escoamento entre 200 e 350 kPa, num total de 168 testes.

Observando-se os resultados experimentais e fazendo uma análise dimensional verificou-se que o coeficiente global de transferência de massa, Kla, é função dos seguintes parâmetros : velocidade média do escoamento, velocidade da fase gás, velocidade da fase liquida, seção de escoamento, pressão do escoamento, temperatura, propriedades do gás e do liquido, vazão de gás e do líquido e área de troca de massa. Na obtenção de uma relação empírica agrupou-se as variáveis envolvidas em grupos adimensionais. Relacionando-se a área de transferência de massa gerada por unidade de tempo, A, com a velocidade da fase gás, $U_g$ , vazão de líquido, $Q_L$ , e com o coeficiente global de transferência de massa, Kla , define-se o número adimensional,

$$F_M = A \; u_g \; / \; (Kla \, . \, Q_L) \qquad (5.2.1)$$

Após algumas tentativas de correlacionar os resultados, concluiu-se que o número ( $F_M$ ) é uma função de ( $\beta$ , S , $Rey_H$ , Sc , X ) obtendo-se a seguinte relação

$$F_M = \phi_1 \, . \, \beta^{\phi_2} \, . \, S^{\phi_3} \, . \, Rey_H^{\phi_4} \, . \, Sc^{\phi_5} \, . \, X^{\phi_6} \qquad (5.2.2)$$

onde ($\phi_1$ , $\phi_2$ , $\phi_3$ , $\phi_4$ , $\phi_5$ e $\phi_6$ ) são constantes e expoentes a determinar. A partir dos resultados experimentais apresentados no anexo C, e utilizando-se o método dos

mínimos quadrados para ajuste das constantes e expoentes determinou-se os valores, ($\phi_1$ = 45000 , $\phi_2$ =1 , $\phi_3$ =1, $\phi_4$ = 0,17 , $\phi_5$ = -0,46 e $\phi_6$ =+0,46 ), obtendo-se a equação empírica de ajuste,

$$F_M = 45000 \,.\, \beta \,.\, S \,.\, Rey_H^{0,17} \,.\, Sc^{-0,46} \,.\, X^{+0,46} \qquad (5.2.3)$$

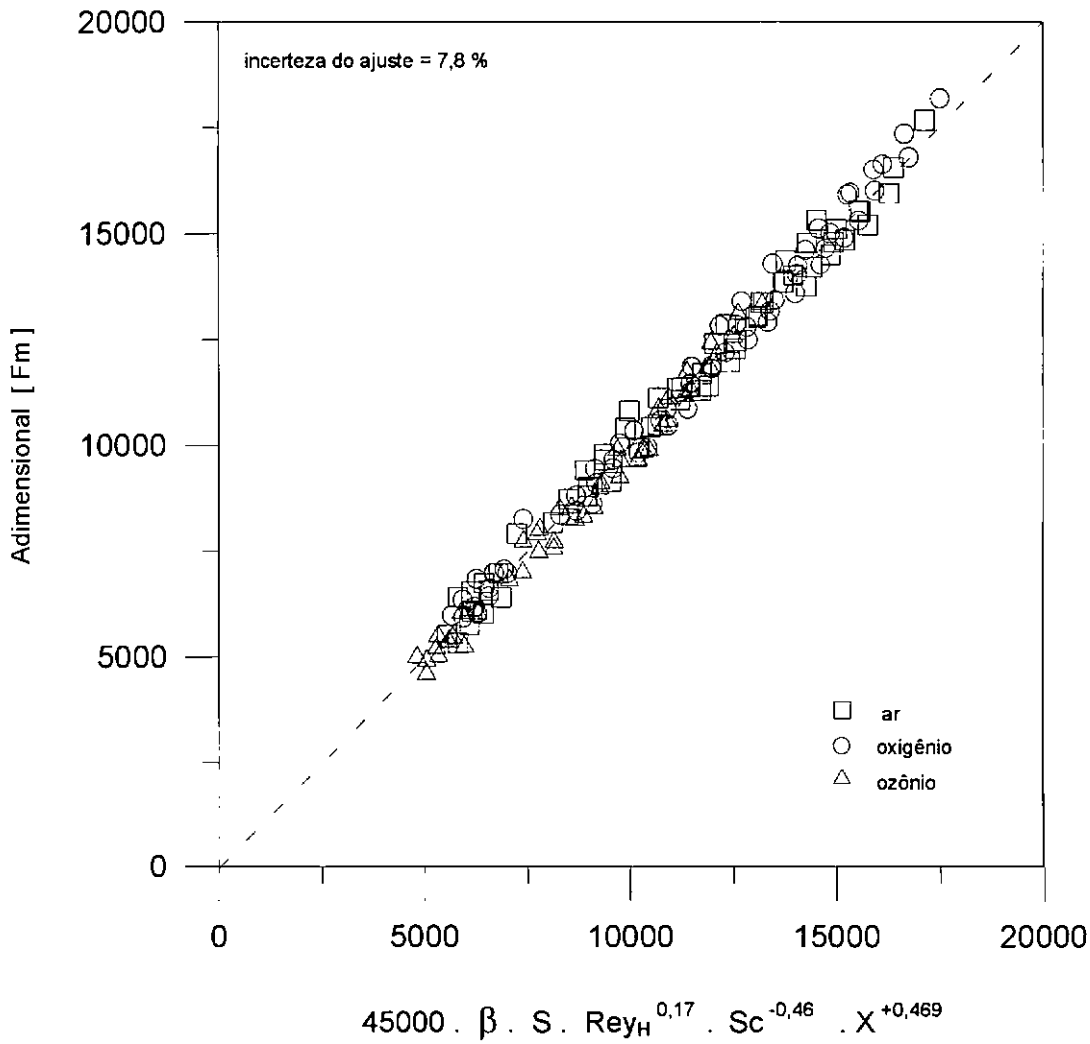


**Figura 5.2.1 - Resultados do ajuste do fator ($F_M$) aos resultados dados experimentais**

Através de dados da literatura, assumiu-se que o coeficiente de difusão do oxigênio na água ($D_0$) é $2{,}5.10^{-9}$ m2/s e do ozônio na água de $1{,}74.10^{-9}$ m2/s . A viscosidade absoluta do oxigênio ($\mu_g$) de $1{,}3.10^{-5}$ kg/m.s e o volume específico da água ($v_L$) de 0,001 m3/kg. Esta relação empírica é válida para valores da razão de vazões, $\beta$, entre 0,028 e 0,28, razão de escorregamento, S, próximos à unidade, valores de Reynolds

homogêneo, $Rey_H$, entre $3.10^{+4}$ e $7.10^{+4}$, número de Schmidt, Sc, entre 100 e 2500 e valores do parâmetro de Lockart Martinelli, X, entre 50 e 600.

A figura 5.2.1 compara os resultados experimentais do fator ($F_M$) com os resultados obtidos através da relação empírica (5.2.3). No eixo das abcissas tem-se o valor do fator, $F_M$, obtido pela relação (5.2.3) e no eixo das ordenadas tem-se o valor do fator, $F_M$ obtido através dos valores experimentais (5.2.1). Pode-se observar que o comportamento da equação em relação aos resultados experimentais é satisfatória, obtendo-se uma incerteza devido ao ajuste 7,8 %. Conforme foi estimado no anexo C, as incertezas nos valores resultados experimentais resumem-se a : 10,7 % na área de troca de massa, A, 8,5 % no Kla para os casos dos testes com ar, 8,4 % no Kla para os testes com oxigênio, 11,4 % no Kla para o caso dos testes com ozônio, 4,0 % na vazão volumétrica de gás, $Q_g$, 2,9 % na vazão volumétrica da água, $Q_L$, 5,5 % na razão de vazão volumétrica, $\beta$, 12,0 % na razão de escorregamento entre as fases, S, . A partir da equação ($e_{16}$, $e_{21}$, $e_{22}$ e $e_{23}$), do anexo E pode-se determinar a incerteza na medida da velocidade homogênea, $u_H$, em 6,9 %, do número de Reynolds homogêneo, $Rey_H$, em 7,2 %, do número de Schmidt, Sc, em 6,1 %, e do parâmetro "Lockhart-Martinelli", X, em 5,6 %. Considerando-se estas incertezas e a incerteza do ajuste da equação (5.2.3), 7,8 %, determina-se através da equação ($e_{26}$) do anexo E, a incerteza obtida no fator $F_M$, calculado a partir da equação (5.2.3) em 17,4 %.

A figura 5.2.2 mostra a influencia da área interfacial no valor do coeficiente global de transferência de massa. No eixo das abcissas tem-se o valor da área de troca de massa gerada por unidade de tempo, A, e no eixo das ordenadas tem-se o valor do coeficiente global de transferência de massa, Kla. Pode-se observar que o espalhamento dos resultados é pouco significativo a pesar do coeficiente global de transferência de massa não depender únicamente da área de troca de massa. Para a mesma área de troca de massa gerada, por exemplo de 250 m2/h tem-se uma variação entre 55 e 90 $h^{-1}$ no coeficiente global de transferência de massa, ou seja, uma variação de +/- 17,5 $h^{-1}$ (24 % em relação à média). Para valores mais elevados na área de troca de massa, 1250 m2/h, obtém-se uma variação de 160 a 230, +/- 35,0 $h^{-1}$ (18 % em relação à média). Um erro na medida da área de troca de massa de 30 %, significa um erro na medida do Kla de 25 %. Pode-se dizer que os erros cometidos na avaliação da área são idênticos aos erros obtidos no calculo do Kla. Verifica-se uma tendência de aumento do Kla para os resultados dos testes com ozônio. Para uma área de troca de massa de 1250 m2/h obteve-se um Kla de 200 $h^{-1}$ para os teses com oxigênio e ar e para o caso dos testes com ozônio um valor de 225 $h^{-1}$, um aumento de 12,5 % no Kla.

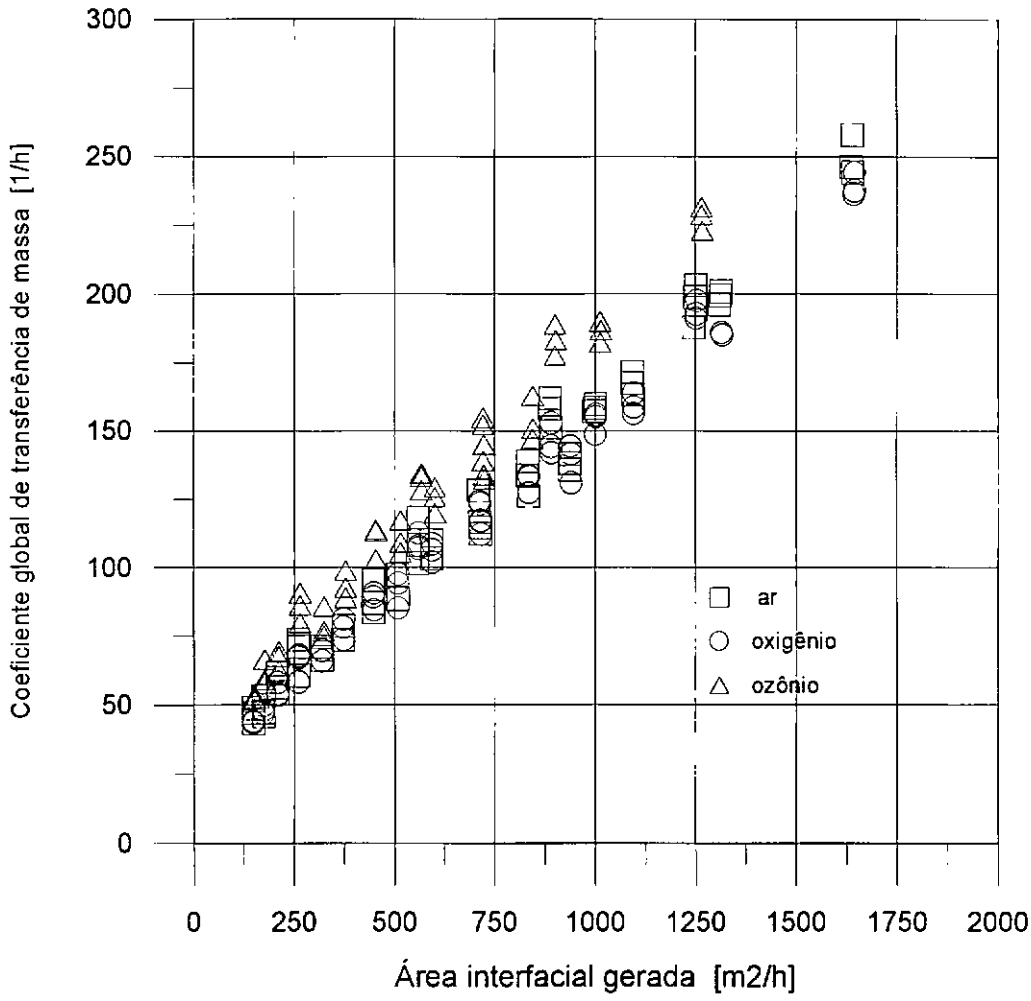


**Figura 5.2.2 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com a área interfacial gerada por unidade de tempo**

A figura 5.2.3 mostra a relação entre o coeficiente global de transferência de massa com o produto entre a fração de vazios, número de Reynolds e o número de Schmidt. No eixo das abcissas tem-se o valor deste produto, ($\alpha$ . $Rey_H$ .Sc), e no eixo das ordenadas o valor do coeficiente global de transferência de massa, Kla, em $h^{-1}$ . Ambos os eixos estão na escala logarítmica na base 10. Pode-se observar que o comportamento do (Kla) é estável para esta faixa de testes realizados, variando linearmente nesta escala. A fração de vazios , o número de Reynolds e o número de Schmidt , são avaliados para o escoamento no trecho reto do reator, de 27,8 mm de diâmetro. Considerando-se as incertezas estimadas na fração de vazios, $\alpha$, 7,5 % , no número de Reynolds homogêneo , $Rey_H$ , de 7,2 % e no número de Schmidt, Sc, de 6,1 %, obtém-se uma incerteza no produto ($\alpha$ . $Rey_H$ .Sc) de 12,1 %. Para o valor do produto adimensional ($\alpha$ . $Rey_H$ .Sc) = $2.10^{+6}$ , obtém-se um Kla de 45 $h^{-1}$, para o valor do produto adimensional ($\alpha$ . $Rey_H$ .Sc)= $3.10^{+7}$ obtém-se um Kla de 250 $h^{-1}$ .

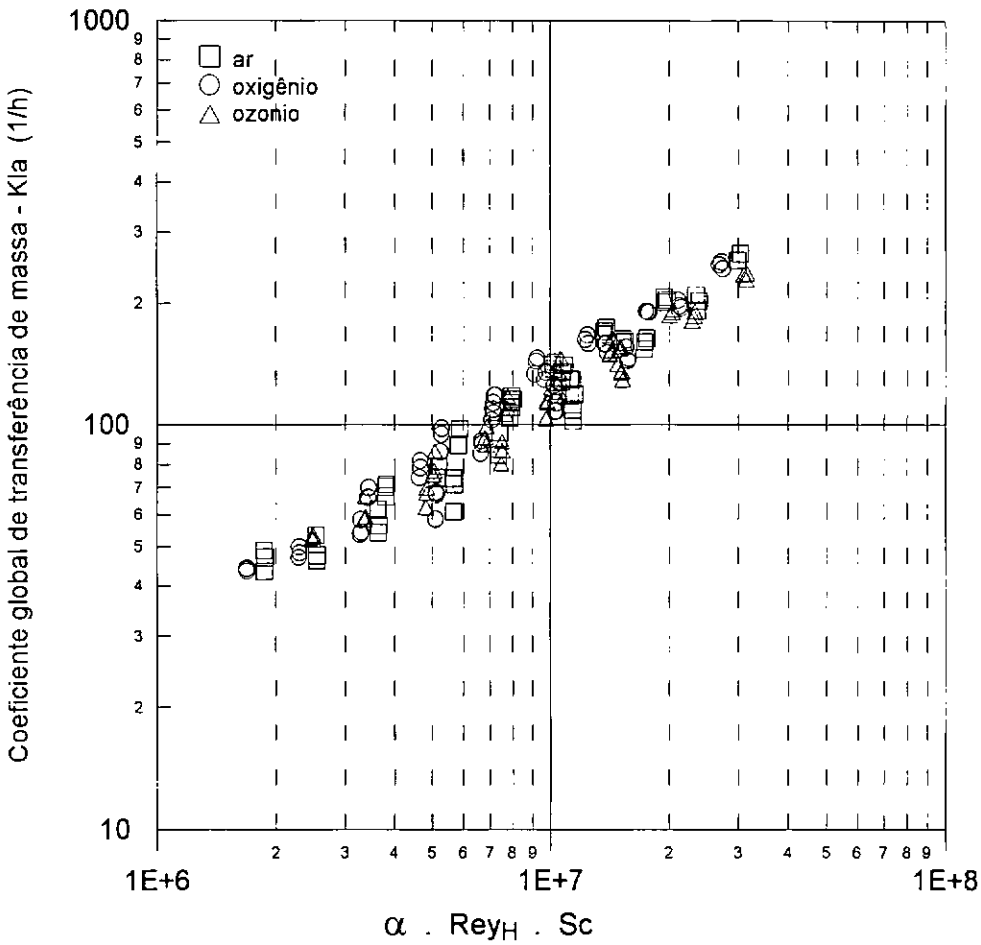


**Figura 5.2.3 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ( $\alpha$ . Rey$_H$ . Sc)**

## 5.3 - Resultados experimentais de transferência de massa utilizando-se um injetor de gás e um misturador supersônico.

O objetivo é de medir-se experimentalmente a transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num escoamento bifásico de água e gás ao longo de um reator tubular utilizando-se um Venturi como misturador das fases. As experiências foram realizadas num escoamento bifásico do tipo borbulhante, num reator tubular de 27,8 mm de diâmetro, com misturas de ar, oxigênio e ozônio em água, dentro de um reator tubular de 27,8 mm de diâmetro .

O anexo D mostra os resultados experimentais e os procedimentos utilizados para determinar-se parâmetros como pressão de escoamento, temperatura, vazão de água e gás, concentração de gás na fase líquida e o coeficiente global de transferência de massa entra as fases. As experiências foram para vazões de água entre 3,0 e 4,0 m3/h, vazão de gás entre 0,476 e 3,025 kg/h e pressões de escoamento entre 200 e 350 kPa, num total de 168 testes. A incerteza dos resultados experimentais foi avaliada neste anexo. Os valores do coeficiente global de transferência de massa,Kla, foram obtidos com uma incerteza estimada em 5,74 % para os casos dos testes com ar, 5,4 % para os testes com oxigênio e 9,8 % para o caso dos testes com ozônio. Estas incertezas foram inferiores às medidas de Kla sem venturi. Devido aos níveisl de concentração do gás na água serem mais elevados, obteve-se uma redução significativa na incerteza da medida.

A figura 5.3.1 mostra a variação do coeficiente global de transferência de massa (Kla), eixo das ordenadas, com o produto do valor do número de Mach pela fração de vazios ($\alpha$), eixo das abcissas do gráfico da figura. O número de Mach foi avaliado na entrada do divergente do Venturi no capítulo 5.1 e anexo B, sem estimativa de incerteza. A determinação da fração de vazios ,$\alpha$, foi realizada através da relação de Amand [2], equação (4.4.2.3) ou anexo C, com uma incerteza estimada de 7,5 %. Pode-se observar na figura o espalhamento dos resultados. Para o produto (Mach . $\alpha$) = 0,1 por exemplo, tem-se uma variação entre 3500 e 4500 $h^{-1}$ no coeficiente global de transferência de massa, ou seja, uma variação de +/- 1000 $h^{-1}$ (25 % em relação à média). Para valores mais elevados, (Mach . $\alpha$) = 0,25 , tem-se uma variação entre 7000 e 9000 $h^{-1}$ no coeficiente global de transferência de massa, ou seja, uma variação de +/- 2000 $h^{-1}$ (25 % em relação à média). Verifica-se uma tendência de aumento do Kla para os resultados dos testes com ozônio. Para (Mach . $\alpha$) =0,25 , obtém-se um Kla de 7500 $h^{-1}$ nos testes com oxigênio e ar e para o caso dos testes com ozônio obtém-se 9000 $h^{-1}$ , um aumento de 20 % no Kla. Estes resultados são mostrados e avaliados de uma maneira qualitativa, já que não se pode estimar a incerteza do número de Mach.

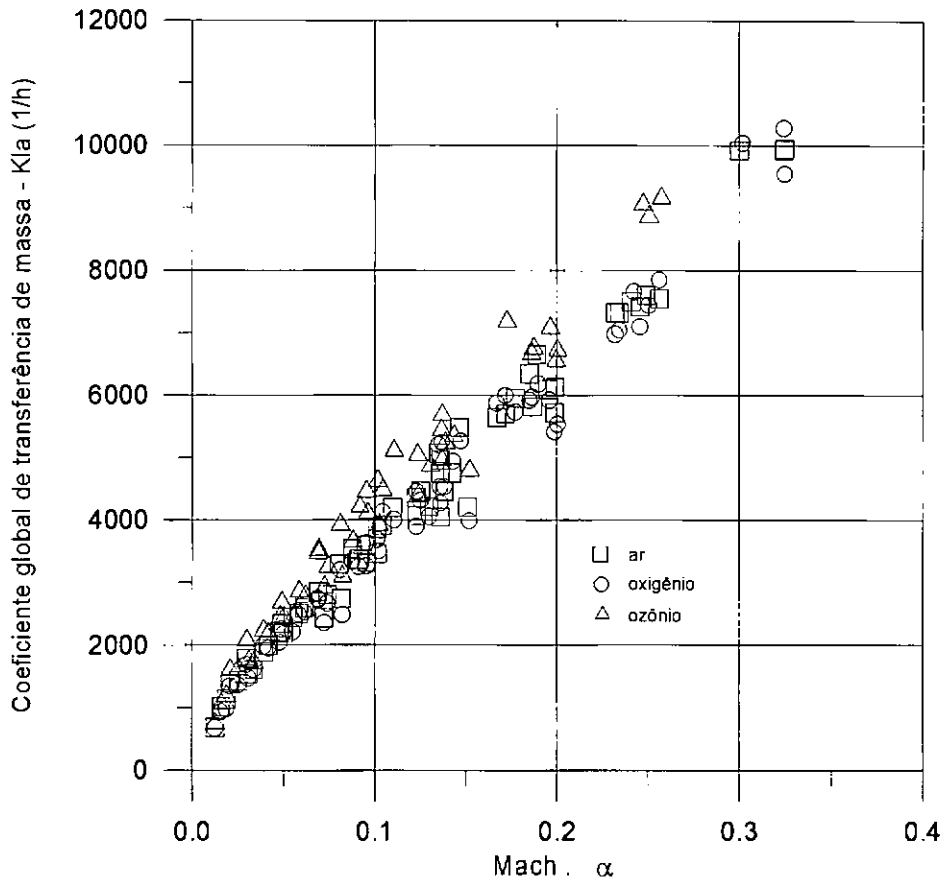


**Figura 5.3.1 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ( Mach . α )**

A figura 5.3.2 mostra a variação do coeficiente global de transferência de massa, Kla , eixo das ordenadas, com o produto da fração de vazios, α, número de Reynolds homogêneo, $Rey_H$ e número de Schmidt, Sc, eixo das abcissas do gráfico da figura. A determinação da fração de vazios, α , foi realizada através da relação de Amand [2], equação (4.4.2.3) ou anexo C. O número de Reynolds homogêneo foi determinado utilizando-se a equação (4.4.2.1) e o número de Schmidt pela equação (4.4.2.2). Considerando-se as incertezas estimadas na fração de vazios, α, 7,5 % , no número de Reynolds homogêneo , $Rey_H$ , de 7,2 % e no número de Schmidt, Sc, de 6,1 %, obtém-se uma incerteza no produto (α . $Rey_H$ .Sc) de 12,1 %.

Para o valor do produto adimensional (α . $Rey_H$ .Sc) = 2. $10^{+6}$ obtém-se um Kla médio de 1500 45 $h^{-1}$ e para o valor do produto adimensional (α . $Rey_H$ .Sc)= 3. $10^{+7}$ obtém-se um Kla de 10000 $h^{-1}$ . Para baixos valores de (α . $Rey_H$ .Sc) o espalhamento obtido no (Kla) correspondente é significativo, para 2. $10^{+6}$ , o (Kla) varia de 800 a 1700 $h^{-1}$.

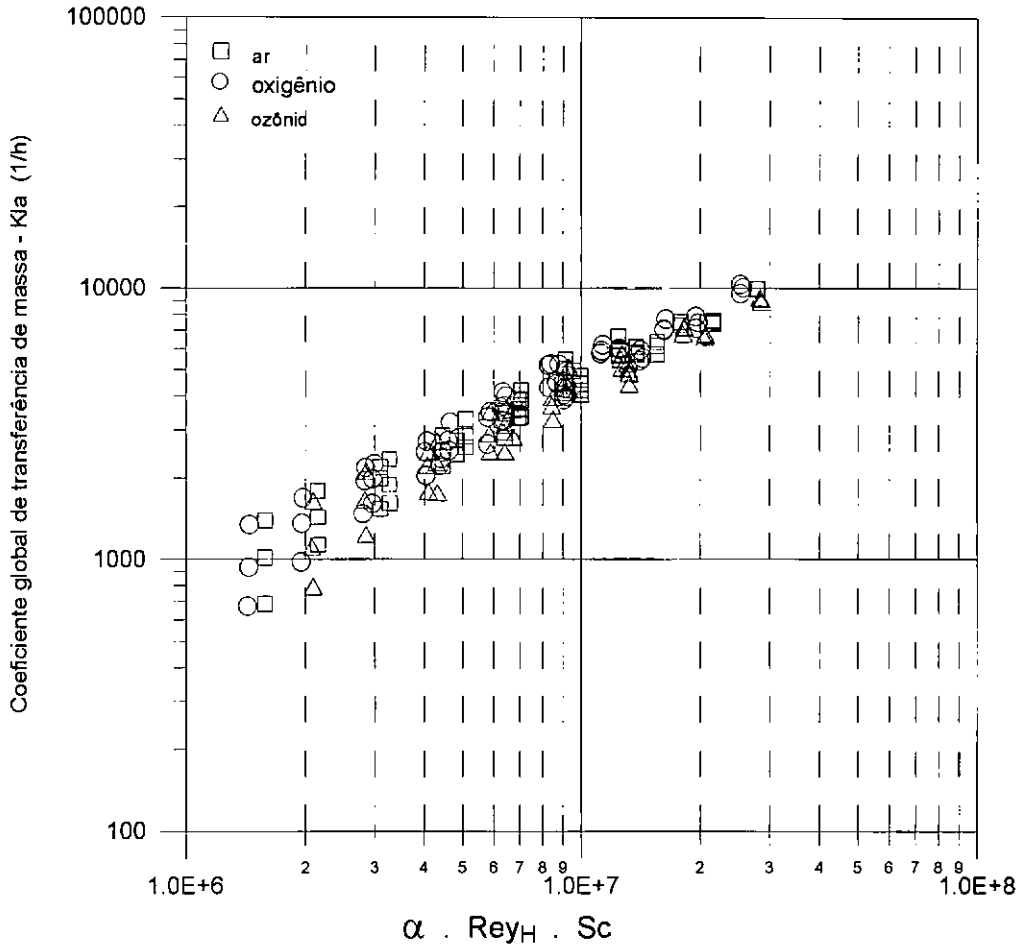


**Figura 5.3.2 - Comportamento do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ( $\alpha$ . $Rey_H$ . Sc)**

## 6.0 - Resultados finais e conclusões

Os resultados finais deste trabalho, são apresentados comparando-se os valores obtidos na transferência de massa no reator tubular com e sem Venturi misturador. Em ambos os casos as condições de escoamento são idênticas. A vazão de água, vazão de gás e pressão no reator foram mantidas ponto a ponto experimental. Para cada experiência no reator sem Venturi, realizou-se outra nas mesmas condições de escoamento no reator tubular com o Venturi misturador a montante do reator. Verificou-se em todos os casos escoamento do tipo borbulhante. A geometria do volume de controle analisado foi idêntico em ambos os casos. A figura 6.1 mostra esquematicamente os volumes de controle utilizados. Apesar da tomada de concentração ser na entrada do Venturi, ele não fez parte do volume de controle. Considerou-se o comprimento e o tempo de residência da mistura no Venturi, desprezível em relação ao trecho avaliado. Considerou-se o Venturi funcionando como misturador de fases, avaliando-se somente os efeitos provocados por ele.

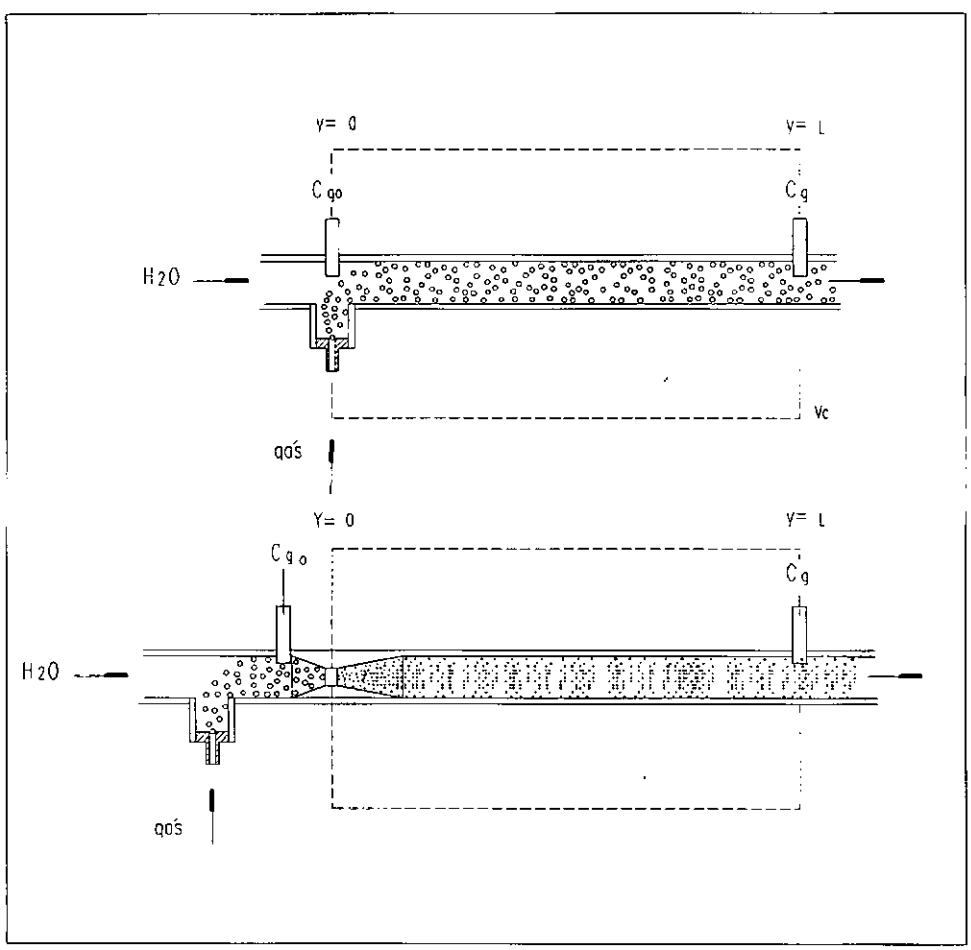


**Figura 6.1 - Desenho comparativo dos volumes de controle avaliados**

A figura 6.2 mostra os resultados do coeficiente global de transferência de massa em função do adimensional ( $\alpha$ . $Rey_H$ . Sc) para ambos os casos, com e sem Venturi. Os resultados apresentam uma variação aproximadamente linear no gráfico (log x log). Os resultados do Kla entre 30 e 300 $h^{-1}$, representam os valores obtidos nas experiências sem Venturi misturador. Os resultados do Kla entre 1000 e 10000 $h^{-1}$, representam os valores obtidos nas experiências com Venturi misturador. Conforme pode ser observado na figura existe um grande aumento no Kla com a utilização do misturador Venturi. Para um valor de ( $\alpha$ . $Rey_H$ . Sc ) = 7. 10E+07 , obtém-se um Kla de 100 $h^{-1}$, nas experiências realizadas no reator tubular sem Venturi. Mantendo as mesmas condições de escoamento e colocando o Venturi misturador, obtém-se um Kla de 3500 $h^{-1}$. No termo ($\alpha$ . $Rey_H$ . Sc ), a variável que mais influencia o resultado é a fração de vazios. Verifica-se que o coeficiente global de transferência de massa aumenta com o aumento da fração de vazios, ou seja com o aumento da vazão de gás.

Conforme avaliado nos capítulos 5.2 e 5.3 a incerteza no valor experimental ($\alpha$ . $Rey_H$ . Sc ) é de 12,1 %. No Kla obteve-se nos testes sem Venturi a incerteza de 8,5 % para o caso do ar, 8,4 % para o caso do oxigênio, 11,4 % para o caso do testes com ozônio, e nos testes com Venturi misturador, 5,7 % para o caso do ar, 5,4 % para o caso do oxigênio e 9,8 % para o caso dos testes com ozônio.

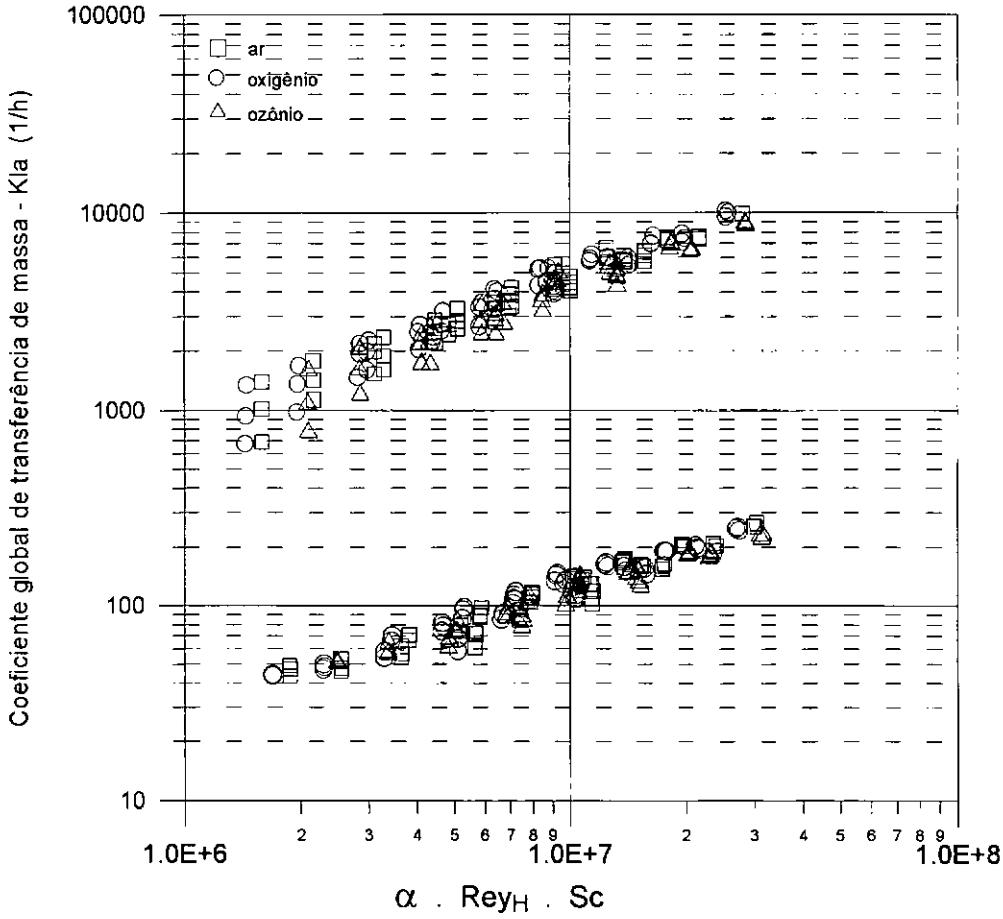


**Figura 6.2 - Resultados comparativos do coeficiente global de transferência de massa com o produto adimensional ( $\alpha$ . $Rey_H$ . Sc)**

Define-se razão de coeficientes de transferência de massa $R_{Kla}$ como a razão entre o coeficiente global de transferência de massa no reator tubular com Venturi misturador, $Kla_{cv}$ , e o coeficiente global de transferência de massa no reator tubular sem Venturi, $Kla_{sv}$ , nas mesmas condições de escoamento, $R_{Kla} = Kla_{cv} / Kla_{sv}$ .

A figura 6.3 mostra os resultados relacionando o número de Mach na entrada do Venturi com razão de coeficientes de transferência de massa, $R_{kla}$ . No eixo das abcissas tem-se o número de Mach avaliado no divergente, 11,7 mm a partir da restrição. No eixo das ordenadas a razão de coeficientes de transferência de massa $R_{kla}$ . Os resultados experimentais do número de Mach na entrada do divergente do Venturi, não têm uma incerteza estimada, por isso eles devem ser vistos como informação qualitativa.

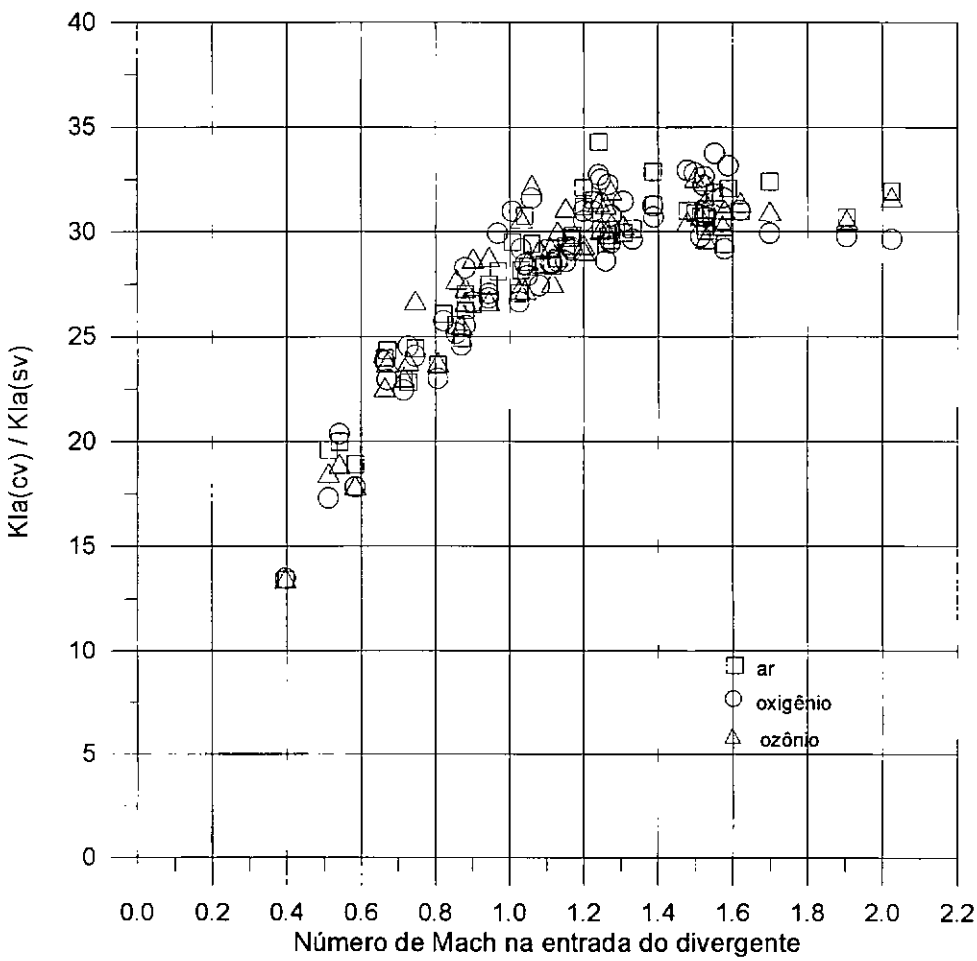


**Figura 6.3 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com o número de Mach no divergente do Venturi**

Observando-se a figura 6.3, verifica-se que a $R_{kla}$ aumenta com o aumento do número de Mach. Este aumento é significativo até aproximadamente Mach=1,0 onde a razão $R_{kla}$ = 27,5 , ou seja $Kla_{cv}$ é aproximadamente 27,5 vezes maior que o $Kla_{sv}$ . A partir deste valor os aumentos são gradativamente menores com tendência a estabilizar.

Para valores de Mach=1,6 obtém-se valores aproximados de $R_{kla}$ = 32,5. Verifica-se um espalhamento maior nos resultados com o aumento do número de Mach.

A figura 6.4 mostra os resultados relacionando a derivada da pressão na direção do escoamento, avaliada na entrada do divergente, 11,7 mm a partir da restrição, com razão de coeficientes de transferência de massa, $R_{Kla}$. No eixo das abcissas tem-se a derivada da pressão na entrada do divergente dP/dy em kPa/mm , e no eixo das ordenadas a razão de coeficientes de transferência de massa $R_{kla}$ . Conforme avaliado no capítulo 5.1, a incerteza dos resultados experimentais da derivada dP/dy, foi estimada em 0,17 kPa/mm .

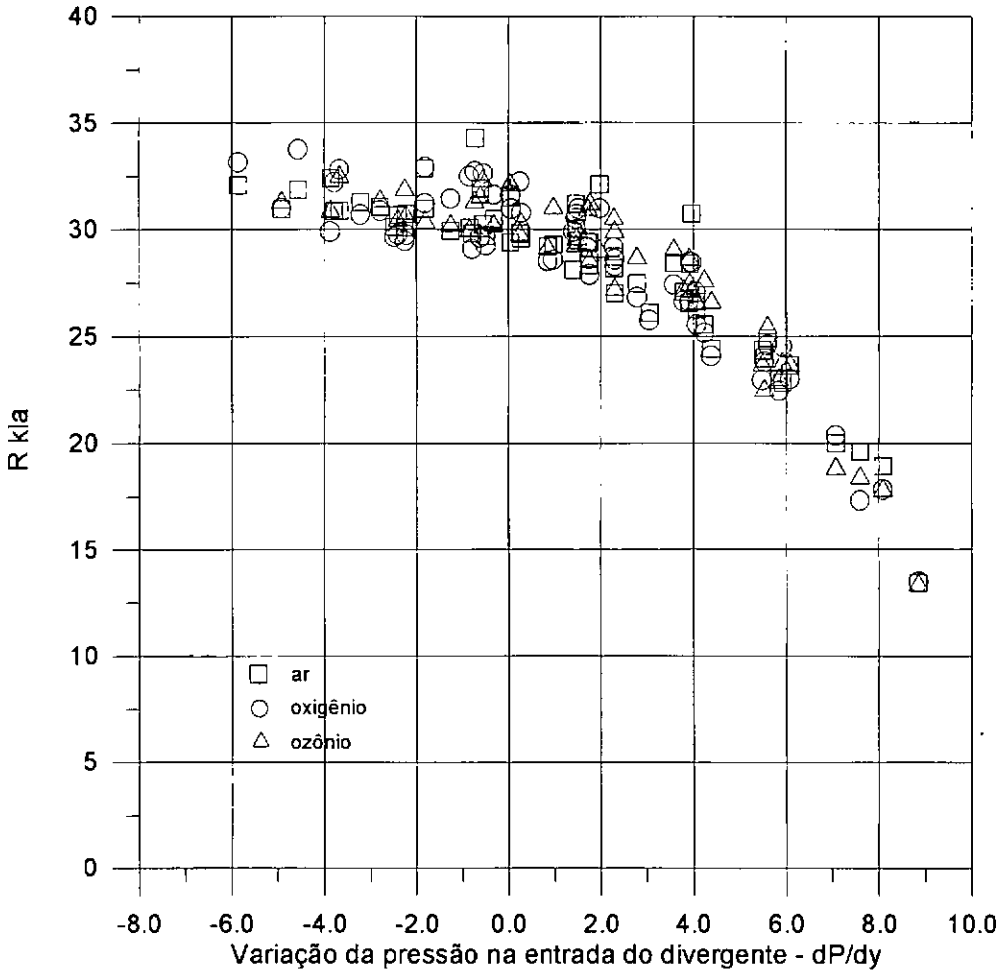


**Figura 6.4 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com a derivada da pressão na entrada do divergente do Venturi**

Pode-se verificar através da figura 6.4 que a razão, $R_{kla}$ aumenta com a diminuição da derivada da pressão na entrada do divergente, dP/dy . Este aumento é significativo até aproximadamente dP/dy=0, onde $R_{kla}$ = 30, ou seja $Kla_{cv}$ é aproximadamente 30 vezes maior que o $Kla_{sv}$ . Para valores da derivada da pressão menores que zero, dP/dy<0, os aumentos de $R_{kla}$ são gradativamente menores com tendência a

estabilizar. Para valores de dP/dy=-5,0 kPa/mm , obtém-se $R_{kla}$ = 32,5. Verifica-se um espalhamento maior nos resultados com a diminuição de dP/dy.

Define-se coeficiente de recuperação de pressão no Venturi misturador, $R_p$ , à razão entre a diferença de pressão entre a restrição, $P_2$ e a saída, $P_3$ e a diferença entre a restrição, $P_2$ e a entrada, $P_1$ , $R_P = (P_3 - P_2) / (P_1 - P_2)$. O anexo F avalia o coeficiente de recuperação de pressão num sistema deprimogêneo divergente para produção de vácuo ou para funcionar como injetor de gás de baixa pressão em reatores de alta pressão.

A figura 6.5 mostra os resultados relacionando o coeficiente de recuperação de pressão, ($R_P$), com a razão de coeficientes de transferência de massa $R_{kla}$ . No eixo das abcissas tem-se o coeficiente de recuperação de pressão , $R_P$, e no eixo das ordenadas a razão de coeficientes de transferência de massa, $R_{kla}$ . Pode-se observar que com a diminuição do coeficiente,$R_P$ , obtém-se um aumento na razão $R_{kla}$ . Obtém-se o valor máximo de 32,5 no $R_{kla}$ quando o valor de $R_P$ tende a zero, ou seja a pressão na saída do divergente, $P_3$ , tende a se igualar com a pressão na restrição, $P_2$ .

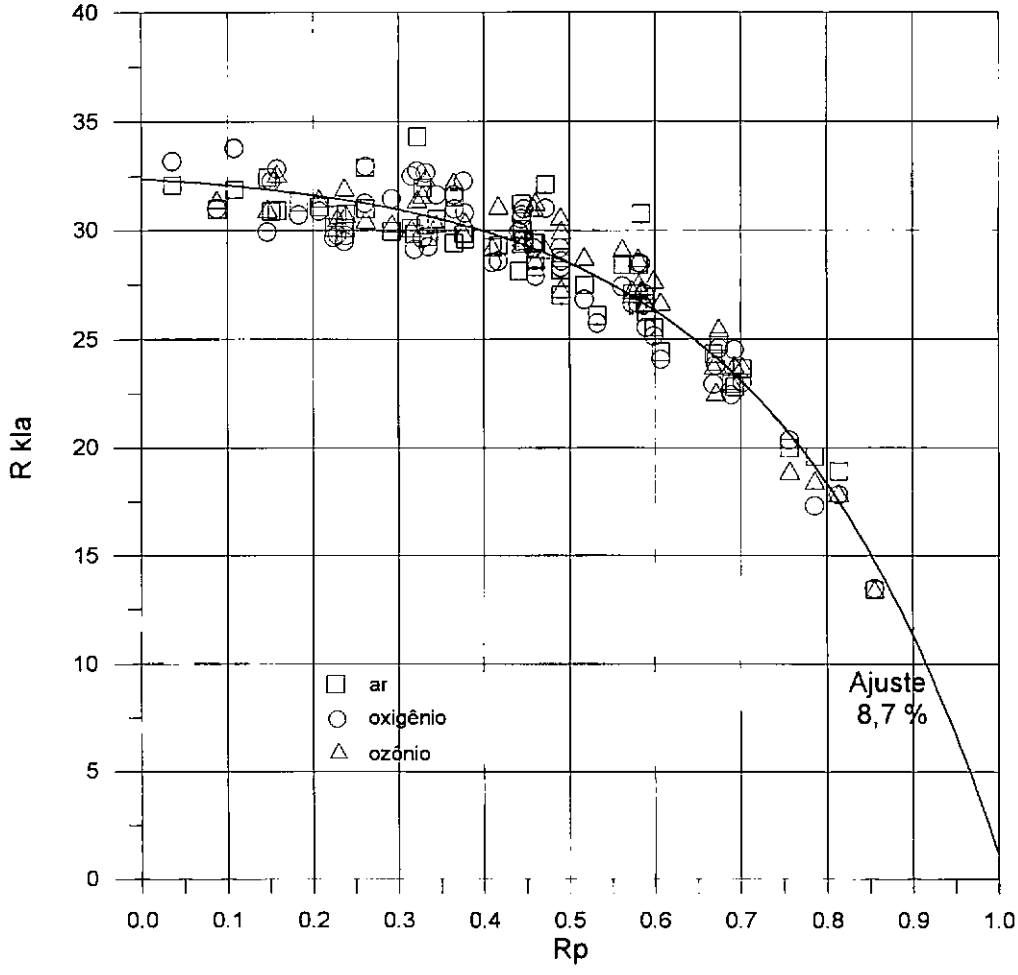


**Figura 6.5 - Variação da razão de coeficientes de transferência de massa ($R_{kla}$) com o coeficiente de recuperação de pressão no Venturi (Rp)**

Utilizando o método dos mínimos quadrados, determinou-se os coeficientes da relação que representa os resultados experimentais mostrados na figura 6.5. Obteve-se a equação 6.1 com uma incerteza no ajuste de 8,7 %. Esta curva de ajuste pode ser observada na figura 6.5 .

$$R_{kla} = 1 + 32 \; [\, 1 - 10^{-1,7 \cdot (1 - Rp)} \,] \qquad (6.1)$$

Para que os resultados da razão, $R_{kla}$ e relação (6.1) possam ser utilizadas, devem ser observadas. as seguintes condições : i) os limites de utilização da relação (5.2.3), ii) os diâmetros das bolhas de gás formadas pelo injetor de gás no reator sejam de 3 a 5 mm, para ambos os casos, com e sem Venturi, iii) na utilização do reator com Venturi misturador a velocidade da mistura na restrição do Venturi deve ser sônica, iv) o regime de escoamento do tipo borbulhante.

Considerando-se as incertezas nos coeficientes globais de transferência de massa levantados experimentalmente, estima-se que os valores experimentais da razão ($R_{kla}$) têm uma incerteza de 10,2 % para o caso do ar, 10,0 % para o caso do oxigênio e 15,0 % para o caso do ozônio. Os resultados da razão $R_{kla}$ , obtidos a partir da relação (6.1) , considerando-se a incerteza no ajuste e utilizando-se o procedimento do anexo E (equação $e_{25}$), têm uma incerteza estimada de 13,4 % para o caso do ar, 13,3 % para o caso do oxigênio e 17,3 % para o caso do ozônio.

Observando os resultados obtidos, verifica-se que o aumento do $R_{kla}$ tende a ser nulo quando o escoamento se torna supersônico no divergente ou seja quando $dP/dy<0$. Uma das causas do aumento o Kla é o aumento da área de troca de massa. As bolhas de gás de 3 a 5 mm, são fragmentadas em bolhas menores, conforme observado. Esta diminuição de diâmetro deverá ter um limite, devido às condições de escoamento e valores de tensão superficial entre as fases. É possível que a partir de $dP/dy<0$ , os diâmetros na bolhas de gás após o Venturi estejam no seu valor mínimo. Esta conclusão poderá explicar a tendência à estabilização do Kla, ou estabilização do tamanho das bolhas de gás.

Observando-se os resultados experimentais de avaliação do Venturi, tabela 5.1.3, verifica-se que, por exemplo para vazão de oxigênio de 2,334 kg/h a pressão a montante do Venturi, $P_1$ = 616 kPa, é constante, independente do valor da pressão a jusante do Venturi, $P_3$ , que variou de 200 a 350 kPa Com esta verificação, pode-se afirmar que o escoamento é bloqueado, ou seja, a velocidade na garganta do Venturi é sônica. No dimensionamento do Venturi, utilizou-se a relação de Henry (2.4.3) para calculo da velocidade do som na restrição. Apesar da relação não ter uma estimativa de incerteza, ela respondeu às expectativas de dimensionamento do Venturi, obtendo-se escoamento sônico na garganta do Venturi.

Para substituir o sistema tradicional de mistura de fases num reator tubular por um Venturi misturador, mantendo as mesmas condições de escoamento no reator

tubular, pressão, vazão de gás, vazão de líquido , escoamento do tipo borbulhante, é necessário inicialmente definir o diâmetro da restrição para que se tenha escoamento sônico na mistura bifásica. Conhecido o diâmetro e a pressão na restrição, e na saída do Venturi misturador, deve-se determinar a pressão na entrada do Venturi. Com estes valores determina-se o valor do coeficiente de recuperação, $R_P$. A relação (5.2.3), onde pode ser determinado o coeficiente global de transferência de massa no reator tubular sem a utilização do Venturi misturador, $Kla_{sv}$, em conjunto com a relação (6.1), determina-se o aumento no coeficiente de transferência de massa que pode ser obtido para diversas condições de operação do reator tubular.

Dentro de uma incerteza inferior a 18 %, pode-se afirmar que a utilização de Venturi como misturador de fases aumenta em até 32,5 vezes o coeficiente global de transferencia de massa. Este aumento significa a diminuição do comprimento do reator tubular. Por exemplo, um reator de 30 m de comprimento poderá diminuir para um comprimento inferior a um m com a utilização do Venturi misturador.

Observando os resultados obtidos na avaliação do Venturi, capítulo 5.1, pode-se verificar a diferença entre a pressão do escoamento entre a entrada e saída do Venturi poderá ser de até 450 kPa. Este valor é influenciado pela razão de pressões, $R_p$ , ou número de Mach obtido na entrada do divergente, pela vazão de gás e pela vazão de água. Esta diminuição de pressão entre a entrada do Venturi e a saída, (perda de carga no Venturi) , poderá comprometer o custo final da instalação de um reator com Venturi misturador, quando comparada com um reator sem Venturi, devido à necessidade de ter-se uma potência maior a montante do reator para que se tenha as mesmas condições de escoamento no reator tubular. Este aumento de potência a montante do reator compensará a perda de carga obtida no Venturi misturador. Este aumento de capacidade de bomba de água não é grave quando se trabalha com instalações de pequeno a médio porte, onde as bombas de água são comerciais e o aumento de capacidade tem uma elevação de custo pequeno. Quando as instalações são de grande porte, vazões de água acima de 100 m3/h, as bombas de água são consideradas de fabricação especial com custos mais elevados, com isso, um aumento de potência neste tipo de bomba poderá inviabilizar a utilização de Venturi misturador. Deverá realizar-se sempre uma análise de viabilidade econômica da planta.

O objetivo inicial foi atingido com sucesso obtendo-se um aumento considerável na transferência de massa da fase gás para a fase líquida. Para completar e ampliar as faixas de utilização propõe-se que outros trabalhos sejam desenvolvidos. Deve-se projetar e avaliar Venturis misturadores para vazões mais elevadas. Verificar se a forma do Venturi utilizado é a mais adequada. Verificar a influência do diâmetro da restrição nos resultados de transferência de massa. Avaliar este processo com efluente onde haja reação com o gás. Verificar-se a incerteza das relações pesquisadas na literatura para obtenção de velocidade sônica na mistura, medindo-se a razão de escorregamento entre as fases no Venturi.

# Anexo A - Procedimento para avaliação da solubilidade do oxigênio e do ozônio na água

Neste anexo pretende-se mostrar o procedimento utilizado para obter a solubilidade do oxigênio e do ozônio na água utilizada no trabalho, para as fases gás de oxigênio puro (99,9%) , oxigênio do ar (21 %) e ozônio no oxigênio (1, 2 e 3%).

A solubilidade do oxigênio e do ozônio na água é função de diversos parâmetros, tais como temperatura, pH, pressão e percentual de oxigênio e ozônio na fase gás, e função de solventes que estão na água. Neste trabalho utilizou-se água potável da CEDAE. As relações disponíveis na literatura são para água destilada e desmineralizada. Houve então a necessidade de comparar experimentalmente a solubilidade do oxigênio e do ozônio na água potável da CEDAE, com água destilada e desmineralizada, pH 7 e com um procedimento teórico a partir do parâmetro empírico, constante de Henry. Comparando-se os resultados, obteve-se uma incerteza no calculo da solubilidade do ozônio na água da CEDAE de 7,8 %, no caso do oxigênio do ar uma incerteza de 2,3 % e para o caso de oxigênio puro uma incerteza de 2,0 %.

## A-1 Procedimento teórico para calculo da solubilidade

Considera-se inicialmente que a fase gás tem dois componentes, A e B, onde pretende-se determinar a solubilidade do componente B na água. Conhecido o percentual do componente B na fase gás, em base mássica, (% B), determina-se a fração molar do componente B e do componente A,

$$Y_B = \%B / M_B \,.\, [\ \%B / M_B + (100 - \%A) / M_A\ ]^{-1} \qquad \text{(A-1)}$$

$$Y_A = 1 - Y_B \qquad \text{(A-2)}$$

onde $M_B$ e $M_A$ são as massas moleculares dos componentes, que no caso do ozônio é $M_{O3}$=48, no oxigênio $M_{O2}$=32 g/g.mol e do nitrogênio $M_{N2}$=28 g/g.mol

As pressões parciais na fase gás, para o componente B ($P_B$) e para o componente A, ($P_A$), são determinadas a partir da pressão do escoamento (P), por

$$P_B = Y_B \,.\, P \qquad \text{(A-3)}$$

$$P_A = Y_A \,.\, P \qquad \text{(A-4)}$$

Conhecidas as constantes de Henry, ( $H_B$ e $H_A$ ) e a fração molar nas fases gás de cada componente, pode-se avaliar a fração molar dos componentes na fase líquida, em mole de gás por mole de água, pelas relações :

$$X_B = P_B / H_B \qquad \text{(A-5)}$$

$$X_A = P_A / H_A \qquad \text{(A-6)}$$

$$X_{H2O} = ( 1 - X_B - X_A ) \qquad \text{(A-7)}$$

Conhecidas as massas moleculares dos componentes e a fração molar de cada componente pode-se então determinar a solubilidade). A massa molecular da água é $M_{H2O}$=18 g/g.mol , e a solubilidade expressa em ppm ou miligrama de B por litro de água.

$$c_g^* = (1/X_{H2O} - 1) / [ M_{H2O} / M_B . (1 + M_A / M_B) ] . 10^6 \qquad \text{(A-8)}$$

**A-2 - Solubilidade do ozônio na água da CEDAE**

Roth and Sullivan 1981 [19], determinaram uma expressão que calcula a constante de Henry em função do pH e da temperatura da água para o caso do ozônio. Eles estimaram uma incerteza inferior a 10 % nesta expressão.

$$H_{O3} = 3{,}842 .10^{+10} . [OH^-]^{0.035} . \exp(-2428/T) \qquad \text{(A-9)}$$

onde $[OH^-] = 10^{(-14+pH)}$ , a temperatura da água (T) expressa em Kelvin e a constante de Henry expressa em Kpascal por mole de ozônio.

A constante de Henry para o caso do oxigênio pode ser determinada pela expressão seguinte :

$$H_{O2} = 1{,}013E+06 . ( K_0 + K_1.T + K_2.T^2 + K_3.T^3 ) \qquad \text{(A-10)}$$

onde a constante de Henry está em kPa por mol de oxigênio, a temperatura (T) em $^{o}C$. As constantes de ajuste são: $K_0$=2,519 , $K_1$=0,08117, $K_2$= -0,002117 e $K_3$ = -0,000001524

Como foi relatado no início deste anexo, o trabalho foi realizado com água potável da CEDAE. Para qualificar o procedimento anterior conforme utilizando-se a relação de Roth and Sullivan 1981 [19] em água potável da CEDAE , avaliou-se experimentalmente a solubilidade do ozônio nesta água e em água destilada, desmineralizada com pH 7, comparando estes resultados com os resultados utilizando-se o procedimento de Roth and Sullivan

Para avaliar-se a solubilidade do ozônio na água, saturou-se uma certa quantidade de água e mediu-se o ozônio dissolvido. Para isso utilizou-se um reator de batelada de 20 litros, do tipo de coluna de seção circular com 230 mm de diâmetro e 3 metros de altura. O sistema de injeção de gás é composto por um meio poroso colocado na parte inferior da coluna de líquido. Utilizou-se um gerador de ozônio para gerar ozônio gás a partir de oxigênio. Para avaliar a medida de ozônio dissolvido utilizaram-se dois analisadores de fase gás com incerteza de 1 %, um na entrada da coluna de líquido e outro na saída da coluna. A quantidade de ozônio transferida para a água é determinada a partir de um balanço de massa de ozônio, conforme procedimento utilizado por Montalvão, Russo e Albuquerque , 1993 [21].

Avaliou-se experimentalmente a solubilidade do ozônio para água potável da CEDAE e para água destilada e desmineralizada com pH neutro. Esta avaliação foi realizada para 1%, 2% e 3% em base mássica de ozônio na fase gás. Para cada percentual realizou-se três experiências, num total de 18 experiências nos dois tipos de água. Considerando a incerteza dos analisadores de ozônio, o tempo de saturação, volume de líquido e desvio padrão dos resultados, estimou-se a incerteza na medida de solubilidade do ozônio água de 6 %, para um grau de confiabilidade de 95,4 % .

A tabela A-1 mostra os resultados experimentais da solubilidade do ozônio na água o potável da CEDAE, para 1%, 2% e 3% de ozônio na fase gás, em três dias diferentes. Pode-se verificar por exemplo que para uma concentração na fase gás de 2% de ozônio e para a água à temperatura de 30,1 Celsius, obteve-se uma solubilidade de 5,79 ppm.

A tabela A-2 mostra os resultados experimentais da solubilidade do ozônio na água destilada e desmineralizada, pH neutro, para 1%, 2% e 3% na fase gás. Pode-se verificar por exemplo que para uma concentração na fase gás de 2% de ozônio e para a água à temperatura de 30,2 Celsius, obteve-se uma solubilidade de 5,50 ppm.

**Tabela A-1 Resultados experimentais de solubilidade do ozônio em água potável da CEDAE [ppm]**

| 1% | | 2% | | 3% | |
|---|---|---|---|---|---|
| T (ºC) | C* | T (ºC) | C* | T (ºC) | C* |
| 25,3 | 3,31 | 25,4 | 6,77 | 25,3 | 10,28 |
| 29.7 | 3,02 | 30,1 | 5,79 | 30,3 | 8,93 |
| 26,1 | 3,22 | 25,9 | 6,69 | 26,1 | 9,61 |

**Tabela A-2 Resultados experimentais de solubilidade do ozônio em água destilada e desmineralizada [ppm]**

| 1% | | 2% | | 3% | |
|---|---|---|---|---|---|
| T (ºC) | C* | T (ºC) | C* | T (ºC) | C* |
| 31,7 | 2,54 | 30,2 | 5,50 | 29,9 | 7,85 |
| 26,5 | 2,98 | 25,9 | 6,01 | 26,2 | 9,09 |
| 22,1 | 3,28 | 22,2 | 6,57 | 22,1 | 10,70 |

Considerando água destilada e desmineralizada, apenas o pH e a temperatura da água, a pressão e concentração do ozônio na fase gás, são fatores que influenciam significativamente a solubilidade do ozônio na água.

A tabela A-3 mostra a comparação dos resultados experimentais de solubilidade com o procedimento acima descrito utilizando-se a relação de Roth and Sullivan [19] no calculo da constante de Henry. A coluna "A" mostra os resultados experimentais. As três primeiras linhas da coluna "A" são os resultados da solubilidade utilizando-se água potável da CEDAE. As três últimas linhas da coluna "A" são os resultados da solubilidade utilizando-se água destilada e desmineralizada, para as concentrações 1, 2 e 3 % de ozônio em oxigênio, em base mássica. A coluna "B" mostra os resultados da solubilidade nas mesmas condições de temperatura, pressão na fase gás, pH neutro, para os mesmos 1, 2 e 3 % de ozônio na fase gás, utilizando-se o procedimento de Roth and Sullivan . Uma terceira coluna mostra o desvio em percentagem, do resultado experimental em relação ao procedimento de Roth and Sullivan .

**Tabela A-3 Comparação dos resultados de solubilidade**

| 1% | | | 2% | | | 3% | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| A [ppm] | B [ppm] | desvio [%] | A [ppm] | B [ppm] | desvio [%] | A [ppm] | B [ppm] | desvio [%] |
| 3,31 | 3 ,19 | 3,8 | 6,77 | 6,37 | 6,3 | 10,28 | 9,62 | 6,9 |
| 3,02 | 2,83 | 6,7 | 5,79 | 5.62 | 2,6 | 8,93 | 8,44 | 5,8 |
| 3,22 | 3,12 | 3,1 | 6,69 | 6,29 | 6,4 | 9,61 | 9,42 | 2,0 |
| 2,54 | 2,69 | 5,6 | 5,50 | 5,61 | 2,0 | 7,85 | 8,51 | 7,8 |
| 2,98 | 3,08 | 6,8 | 6,01 | 6,29 | 4,5 | 9,09 | 9,39 | 3,2 |
| 3,28 | 3,48 | 5,7 | 6,57 | 6,96 | 5,6 | 10,70 | 10,51 | 4,2 |

Pode-se observar pela tabela A-3 , que o maior desvio encontrado foi de 7,8 % , para a solubilidade experimental de 7,85 ppm, pelo procedimento de calculo de Roth and Sullivan obtive-se 8,51 ppm . Pode-se verificar na tabela A-3 que todos os resultados experimentais de solubilidade do ozônio, tanto na água da CEDAE como em água destilada e desmineralizada com ph 7, apresentam um desvio menor que 10 % em relação ao procedimento de Roth and Sullivan. Os resultados experimentais obtidos confirmam a estimativa de incerteza inferior 10 % de Roth and Sullivan.

Considerando-se que a água da CEDAE é uma água controlada e com isso não tem mudanças significativas no pH, pode-se afirmar que para a mesma faixa de temperaturas dos testes, o procedimento de Roth and Sullivan pode ser utilizado na determinação da solubilidade da água potável da CEDAE com uma incerteza conservativa de 7,8 % , apesar da incerteza dos testes experimentais ser estimada em 6%.

## A-3 - Solubilidade do oxigênio na água da CEDAE

Um procedimento idêntico foi realizado para determinar a incerteza no calculo da solubilidade do oxigênio na água a partir das relações encontradas na literatura.

A constante de Henry para o caso do oxigênio pode ser determinada pela expressão (A-10) e para o caso do nitrogênio pela expressão seguinte :

$$H_{N2} = 1{,}013E{+}06 \,.\, ( K_4 + K_5.T + K_6.T^2) \qquad \text{(A-11)}$$

onde a constante de Henry está em kPa por mol de nitrogênio, a temperatura (T) em celsius. As constantes de ajuste são: $K_4$=5,27 , $K_5$=0,15 e $K_6$= -0,0005804.

Utilizou-se um reator de dimensões menores que as do reator utilizado no teste com ozônio. No caso da avaliação da solubilidade do ozônio foi necessário ter-se grandes volumes de água devido ao processo de avaliação ser indireto, a partir de um balanço de massa na fase gás, e com isso a incerteza das medida ser muito influenciada pelo tempo de que o sistema demorava a ficar saturado. Neste caso as medidas de concentração são medidas diretamente na água, reduzindo-se com isso a incerteza da medida. Fabricou-se um reator com uma coluna de liquido de 100 milímetros de diâmetro e 400 milímetros de altura. Um meio poroso foi utilizado para borbulhar o gás na parte inferior da coluna de líquido.

Comparou-se a solubilidade do oxigênio medida experimentalmente na água da CEDAE com os procedimentos da literatura a partir constante de Henry, assumindo como água neutra, destilada e desmineralizada.

No caso do ar utilizou-se um medidor de oxigênio dissolvido de fundo de escala de 20 mg/L e incerteza de 0,01 mg/L, com sensor simultâneo de temperatura de 0,1 Celsius de menor divisão. Observou-se uma flutuação na medida de concentração de 0,04 mg/L. Considerando-se as variações na pressão atmosférica, incerteza na temperatura, incerteza do medidor e flutuações na medida, estima-se que na medida da solubilidade do oxigênio do ar na água é inferior a 1 %. Na calibração do medidor utilizou-se água destilada e desmineralizada sem oxigênio para aferir o zero e com ar saturado para aferir o fundo de escala.

No caso do oxigênio puro utilizou-se um medidor de oxigênio dissolvido de fundo de escala de 99,9 mg/L e incerteza de 1% do fundo de escala, com sensor simultâneo de temperatura de 0,1 Celsius de menor divisão. Observou-se uma flutuação na medida de concentração de 0,3 mg/L. Considerando-se as variações na pressão atmosférica, incerteza na temperatura, incerteza do medidor e flutuações na medida estima-se que na medida de oxigênio dissolvido na água é inferior a 2,9 %. Na calibração do medidor utilizou-se água destilada e desmineralizada sem oxigênio para aferir o zero e com oxigênio saturado para aferir o fundo de escala.

Inicialmente utilizou-se gás nitrogênio puro, (99,9%) para remover todo o oxigênio da água potável da CEDAE . Após algum tempo de borbulhamento de nitrogênio, verificou-se através do analisador de oxigênio dissolvido, que a água não continha mais oxigênio que pudesse ser mensurável, considerando-se assim como estado inicial a água isenta de oxigênio.

Nos testes com ar, borbulhou-se o ar na coluna de liquido o tempo suficiente para que a concentração de oxigênio medida na água permanecesse constante durante um período de 30 minutos, considerando-se que a água ficou saturada. Fizeram-se seis experiências com água da CEDAE com coletas de água em dias diferentes. A tabela seguinte (A-4) , mostra os resultados obtidos nestes testes. Na coluna da esquerda, , tem-se a temperatura da água, da segunda coluna a partir da esquerda a solubilidade medida experimentalmente com o analisador, na terceira coluna a solubilidade calculada a partir da temperatura correspondente, considerando-se água neutra. A coluna da direita

mostra os desvio em percentual da solubilidade medida em relação à calculada pelo procedimento teórico. Na tabela acima observa-se que o maior desvio na determinação da solubilidade do oxigênio do ar na água é para a temperatura de 24,2 Celsius com 2,2 %. Considerando-se este desvio, mais a incerteza do analisador e das suas flutuações, pode-se afirmar que para estas faixas de temperaturas, o procedimento teórico pode ser utilizado no calculo da solubilidade da água da CEDAE com uma incerteza estimada em 2,4 % (0,2 ppm).

**Tabela A-4 Resultados experimentais de solubilidade do oxigênio do ar em água da CEDAE em [mg/L]**

| T (ºC) | $C^*_{CEDAE}$ | $C^*_{teórica}$ | desvio (%) |
|---|---|---|---|
| 24,2 | 8,67 | 8,48 | 2,2 |
| 22,7 | 8,72 | 8,70 | 0,3 |
| 24.8 | 8,49 | 8,40 | 1,1 |
| 21,4 | 9,05 | 8, 91 | 1,6 |
| 26,5 | 8,25 | 8,17 | 1,0 |
| 27,1 | 8,23 | 41,5 | 1,7 |

Na determinação da solubilidade com oxigênio puro utilizou-se o mesmo procedimento que o anterior. Fizeram-se também , seis experiências com água da CEDAE, com coletas de água em dias diferentes. A tabela seguinte, (A-5) , mostra os resultados obtidos nos testes e os valores calculados pelo procedimento teórico.

**Tabela A-5 Resultados experimentais de solubilidade do oxigênio puro em água da CEDAE em [mg/L]**

| T (ºC) | $C^*_{CEDAE}$ | $C^*_{teórica}$ | desvio (%) |
|---|---|---|---|
| 24,2 | 44,8 | 44,93 | -0,3 |
| 22,5 | 45,7 | 46,26 | -1,2 |
| 24,6 | 43,8 | 44,63 | -1,8 |
| 21,0 | 47,4 | 47,51 | -0,2 |
| 26,3 | 43,1 | 43,40 | -0,7 |
| 27,4 | 41,8 | 42,62 | -2,0 |

Na coluna da esquerda, da tabela (A-5), tem-se a temperatura da água, da segunda coluna a partir da esquerda a solubilidade medida experimentalmente com o analisador, na terceira coluna a solubilidade calculada a partir da temperatura correspondente e

considerando-se água neutra. A coluna da direita mostra os desvio em percentual da solubilidade medida em relação à calculada pelo procedimento teórico. Pode ser observado que o maior desvio na determinação da solubilidade do oxigênio na água é para a temperatura de 27,4 Celsius com 2,0 % . Considerando-se este desvio, mais a incerteza do analisador e das suas flutuações, pode-se afirmar que para esta faixa de temperatura, o procedimento teórico pode ser utilizado na determinação da solubilidade do oxigênio na água da CEDAE com uma incerteza estimada em 3,5 % (1,6 ppm).

## A-4 Exemplo de simulação da solubilidade dos gases na água da CEDAE

A figura A-1 mostra em forma de gráfico o resultado do procedimento de calculo da solubilidade do ar, oxigênio e ozônio na água da CEDAE em função da temperatura e para a pressão atmosférica padrão (101,3 Kpascal). O eixo da abcissas representa a temperatura da água na escala Celsius, e no eixo das ordenadas representa a solubilidade em miligramas de gás por litro de água. Para o caso do ar considerou-se 21 % de oxigênio na mistura e no caso do oxigênio puro, considerou-se a pureza do fabricante, 99,9 %. Para o caso do ozônio a figura mostra 3 curvas de ozônio em oxigênio nas concentrações de 1 %, 3 % e 5 % .

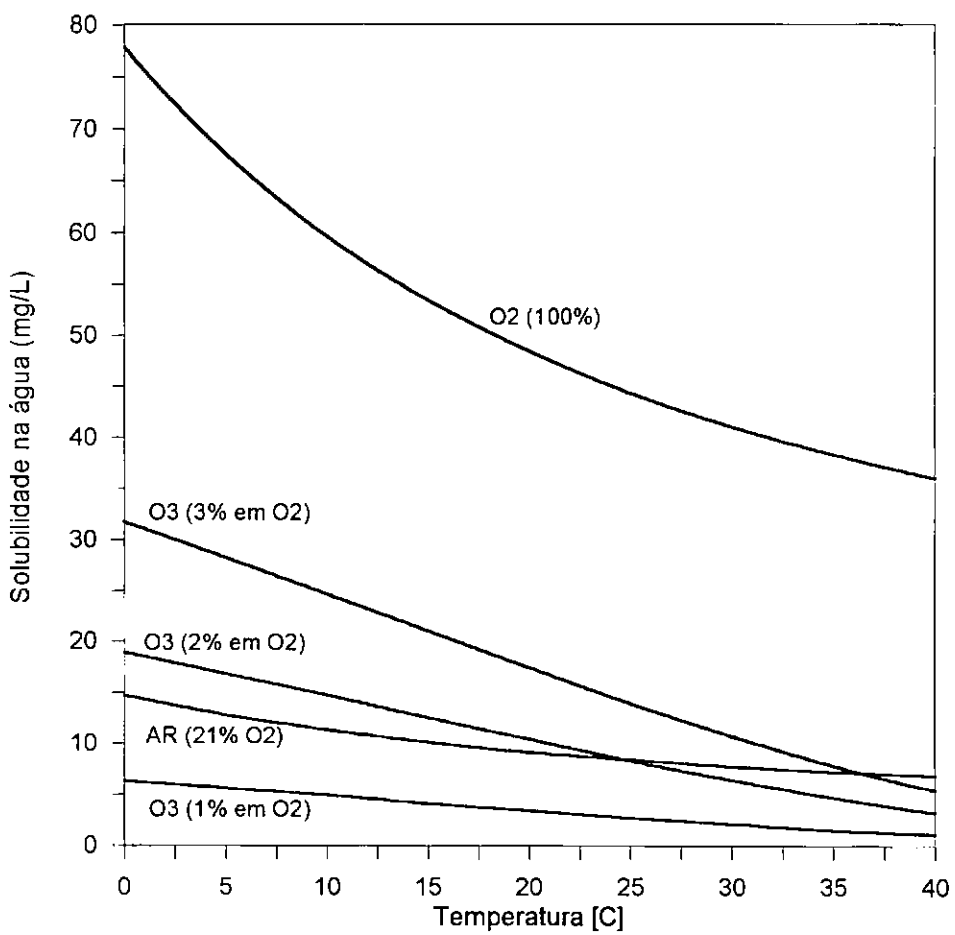


**Figura A-1 Solubilidade dos gases na água da CEDAE**

# Anexo B - Resultados experimentais de pressão ao longo de um Venturi num escoamento bifásico de líquido e gás

**Introdução :**

O objetivo deste trabalho é obter-se um aumento na transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num escoamento bifásico de água e gás ao longo de um reator tubular. Estudou-se a possibilidade de obter-se ondas de choque num escoamento a partir do desenvolvimento de um escoamento supersônico, estas ondas de choque subdividem bolhas de gás de diâmetros maiores em bolhas de diâmetros menores, aumentando com isso a área de troca de massa para as mesmas quantidades de gás e liquido. Para isso utilizou-se um Venturi , calculado para ter-se escoamento sônico na mistura bifásica no seu diâmetro menor, e escoamento supersônico no divergente.

Mediu-se a vazão de gás, de água e pressão ao longo do Venturi , obtendo-se subsídios para avaliar o tipo de escoamento no divergente, subsônico, sônico ou supersônico.

**Procedimento experimental :**

Neste trabalho projetou-se um Venturi para atender às condições de escoamento em escala real, normalmente para vazões utilizadas em desinfecção ou tratamento de efluentes em Centros Hospitalares ou Industriais de pequeno porte.

O Venturi foi projetado para funcionar com vazões de água da ordem de grandeza de 4 $m^3/h$ e vazão de gás da ordem de 2,0 $Nm^3/h$ de oxigênio. O diâmetro na entrada do Venturi é de 27,8 milímetros, na restrição de 7,0 mm e na saída de 27,8 milímetros. Os ângulos do convergente e divergente são respectivamente de 21 e 11 graus. O comprimento total do Venturi é de 180 milímetros. O Venturi foi fabricado em acrílico transparente, podendo-se assim visualizar o escoamento bifásico. A figura B1 mostra um desenho esquemático do Venturi .

Para medir as pressões ao longo do Venturi , foram feitas tomadas de pressão com diâmetro de 1,0 mm , na entrada do convergente, na restrição (63,0 mm da entrada) , ao longo do divergente em 86,4 , 109,8 133,2 mm a partir da entrada do Venturi e na saída do divergente, 180 mm a partir da entrada, conforme pode ser observado no desenho esquemático da figura B-0.

Na medida de vazão de água utilizou-se uma placa de orifício do tipo Corner Taps construída segundo as normas ISO com uma incerteza estimada no coeficiente de descarga de 2 %. Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 2,9 % nesta medida.

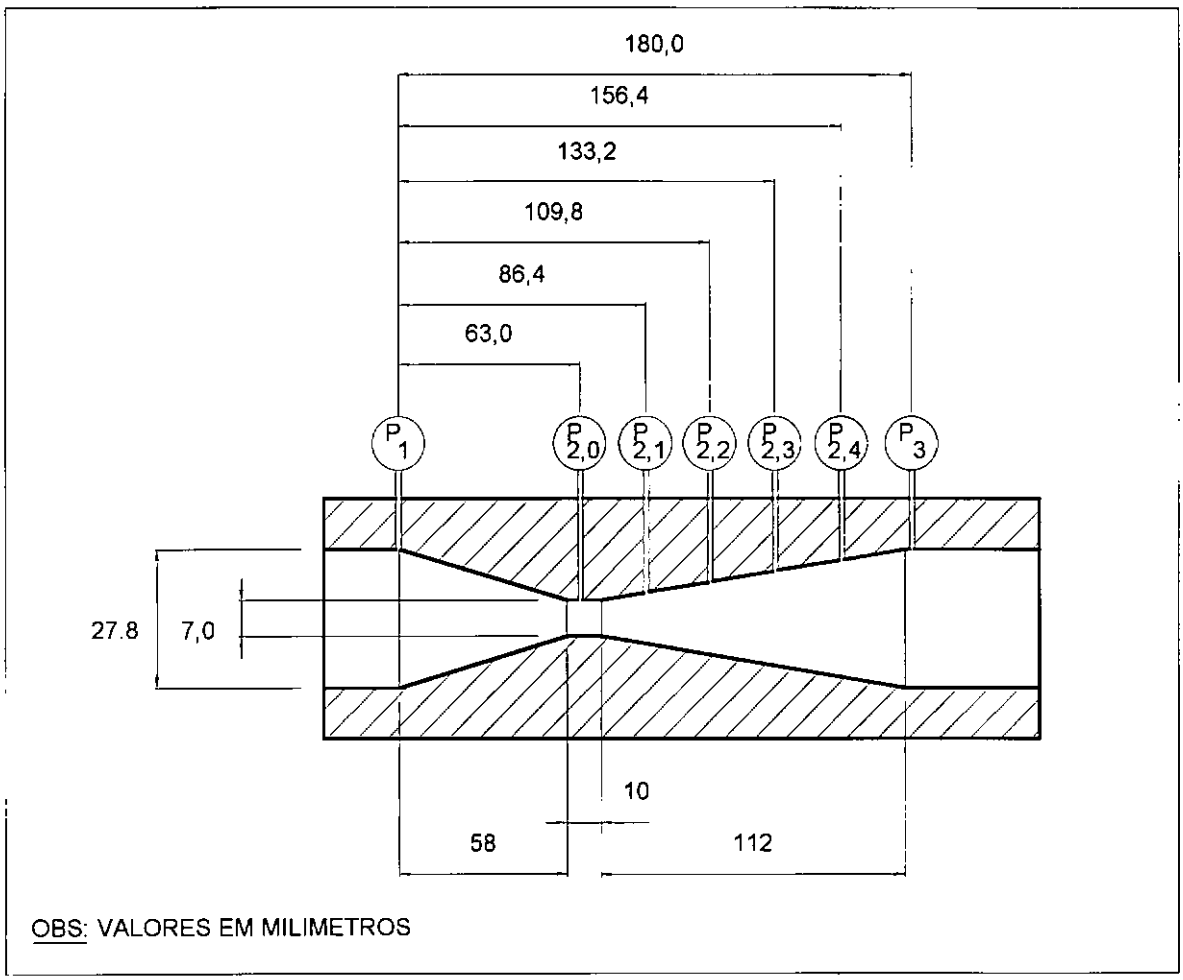


**Figura B-0 - Desenho esquemático do Venturi**

Na medida de vazão de gás utilizou-se um fluxometro Brooks previamente calibrado contra um padrão rastreado pelo laboratório de vazão do IPT, referência nacional. Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 2,7 % nesta medida.

Na medida de pressão na entrada do Venturi utilizou-se um medidor do tipo Bourdon com fundo de escala de 1000 kPa . Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 20 kPa nesta medida.

Na medida de pressão na saída do Venturi utilizou-se um medidor do tipo Bourdon, com fundo de escala de 700 kPa . Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 7 kPa nesta medida.

Na medida de pressão ao longo do Venturi , utilizou-se três medidores de pressão diferencial, uma coluna diferencial de mercúrio para pressões baixas até 100 kPa , um medidor do tipo Bourdon com fundo de escala de 250 kPa para pressões até 200 kPa e um outro do tipo Bourdon de fundo de escala de 700 kPa para pressões maiores. O medidor diferencial de mercúrio com incerteza de 5 mm Hg, apresentou uma flutuação na medida de 20 mm Hg em certos casos, obtendo-se uma incerteza conservativa de 2,8 kPa . A utilização do medidor de fundo de escala de 250 kPa do 700 kPa , não

apresentaram flutuações mensuráveis, considerando-se a incerteza da medida de 2 % do fundo de escala de cada medidor, 5,0 kPa e 14 kPa . Os resultados apresentados foram avaliados para um grau de confiabilidade de 95,4 % dos casos.

**Resultados experimentais:**

A avaliação experimental foi feita para três diferentes vazões de água, para cinco diferentes vazões de oxigênio e para cinco pressões a jusante do Venturi diferentes. Obteve-se num total 75 testes de avaliação do tipo de escoamento. O gás foi injetado numa distância de 0,25 m a montante do Venturi . A montante e a jusante do Venturi foram montados trechos retos em acrílico, podendo-se visualizar o tipo de escoamento. Observou-se que o escoamento a montante e a jusante do Venturi foi do tipo borbulhante em todas as condições de teste.

Os resultados são apresentados em forma de tabela e em gráficos. As primeiras cinco tabelas e gráficos (B-1/2/3/4/5) são os resultados para a vazão de 3,0 $m^3/h$ de água. As cinco tabelas e gráficos seguintes (B-6/7/8/9/10) são os resultados para a vazão de 3,5 $m^3/h$ de água. As cinco tabelas e gráficos finais (B-11/12/13/14/15) são os resultados para a vazão de 4,0 $m^3/h$ de água. Para cada grupo de resultados de vazão de água constante tem-se as cinco tabelas e gráficos de vazão de gás diferente. Os resultados de vazão de oxigênio são apresentados em condições normais de temperatura e pressão (21,1 °C e 101,322 kPa ). Em cada tabela e gráfico correspondente mostra-se os resultados de pressão ao longo do Venturi .

Nos resultados apresentados em tabelas tem-se na primeira coluna a posição da tomada de pressão em forma adimensional ($x_v/L_v$) onde ($x_v$) é a distância a partir do início do Venturi ($x_v$=0) e ($L_v$) o comprimento total do Venturi ($x_v$=180 mm). As colunas seguintes mostram os resultados de pressão ao longo do Venturi para cada valor de pressão na saída do Venturi pré-fixada, de 200, 250, 300, 350 e 400 kPa em valor absoluto.

Nos resultados apresentados em forma de gráficos visualiza-se melhor a variação da pressão ao longo do Venturi . No eixo das abcissas tem-se a posição da tomada de pressão no Venturi na forma adimensional através da razão entre a distância a partir do inicio do Venturi e o comprimento total do Venturi ($x_v/L_v$). No eixo das ordenadas tem-se a pressão absoluta. Na distância ($x_v/L_v$ =0,35) fica a restrição do Venturi , este ponto é representado graficamente por uma linha paralela ao eixo das ordenadas como se pode ver nas figuras. Todas as figuras apresentam 5 curvas no mesmo gráfico, são as curvas da variação de pressão ao longo do Venturi correspondentes às pressões na saída do Venturi de 200, 250, 300, 350 e 400 Kpascal.

A tabela B1, mostra os resultados da pressão medida ao longo do Venturi , para uma vazão de água de 3,0 Nm3/h e uma vazão de oxigênio de 0,397 Nm3/h. Pode-se observar, por exemplo, que para uma pressão na saída do Venturi de 300 kPa , a pressão na entrada do Venturi é de 346 kPa e na restrição de 130,7 kPa ($x_v/L_v$=0,35). Ao longo do divergente têm-se as pressões de 248.4 kPa em ($x_v/L_v$=0,610, de 277,8 kPa em ($x_v/L_v$=0,61), de 287.6 kPa em ($x_v/L_v$=0,74) e na saída de 300 kPa em ($x_v/L_v$=1,0). Observa-se que a pressão após a restrição é maior que a pressão na restrição. Esta variação de pressão é melhor visualizada no gráfico correspondente, figura B-1, onde a curva intermediária representa gráficamente os resultados mencionados .

Nos resultados apresentados para a vazão de água de 3,0 m3/h, tem-se na tabela B3, B4 e B5 pontos onde a pressão após a restrição sofre uma diminuição. Por exemplo, na tabela B4, para uma pressão na saída do Venturi regulada para 200 kPa , tem-se uma pressão na entrada do Venturi de 415 kPa , na restrição ($x_v/L_v$=0.35) de 133,3 e no divergente em ($x_v/L_v$=0,48) de 101,3 kPa . Observa-se então que houve uma diminuição de pressão com um aumento de área de escoamento. Nos resultados apresentados em forma de gráficos observa-se com mais facilidade este fenômeno.

Nos resultados apresentados para a vazão de água de 3,5 m3/h, tem-se na tabela B7 um ponto onde a pressão após a restrição sofre uma diminuição. Nas tabelas B8, B9 e B10 tem-se em cada uma delas dois casos onde a pressão diminui após a restrição. Na tabela B10, para uma pressão na saída do Venturi regulada para 250 kPa , tem-se uma pressão na entrada do Venturi de 522 kPa , na restrição ($x_v/L_v$=0.35) de 162,7 e no divergente em ($x_v/L_v$=0,48) de 112,5 kPa . Observa-se então que houve uma diminuição de pressão com um aumento de área de escoamento. Na mesma tabela B10, para uma pressão na saída do Venturi regulada para 200 kPa , tem-se uma pressão na entrada do Venturi de 522 kPa , na restrição ($x_v/L_v$=0.35) de 157,4, no divergente em ($x_v/L_v$=0,48) de 57,1 kPa . Neste caso obteve-se uma diminuição de pressão de 100,3 kPa . Na figura B10 pode-se observar gráficamente estes resultados de diminuição de pressão no divergente.

Nos resultados apresentados para a vazão de água de 4,0 m3/h, tem-se na tabela B11 um caso onde a pressão após a restrição sofre uma diminuição. Na tabela B12, tem-se dois casos pontos de diminuição de pressão. Nas tabelas B13 e B14 tem-se em cada uma delas três casos onde a pressão diminui no divergente. Na tabela B15, tem-se quatro casos de diminuição de pressão no divergente. Na tabela B15, para uma pressão na saída do Venturi regulada para 350 kPa , tem-se uma pressão na entrada do Venturi de 650 kPa , na restrição ($x_v/L_v$=0.35) de 177,1 e no divergente em ($x_v/L_v$=0,48) de 175,9 kPa . Observa-se que não houve variação significativa na pressão com o aumento de área, o que não significa que o escoamento supersônico não esteja presente. Na mesma tabela B15, para uma pressão na saída do Venturi regulada para 200 kPa , tem-se uma pressão na entrada do Venturi de 650 kPa , na restrição

($x_v/L_v$=0.35) de 183,3, no divergente em ($x_v/L_v$=0,48) de 42,6 kPa , obtendo-se uma diminuição de 140,7 kPa . Neste caso a pressão só se recupera para 181,3 kPa na saída do divergente.

De uma maneira geral pode-se constatar, que com o aumento da vazão de água e de gás aumenta-se as possibilidades de ter-se uma diminuição de pressão de escoamento no divergente. Com a diminuição da pressão a jusante do divergente , tem-se um aumento de velocidade do escoamento bifásico, obtendo-se assim o resultado desejado com este sistema.

**Tabela B-1** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,2 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 297,0 | 322,0 | 346,0 | 381,0 | 415,0 |
| 0,35 | 64,0 | 90,7 | 130,7 | 165,3 | 216,0 |
| 0,48 | 122,7 | 189,3 | 248,4 | 297,5 | 341,6 |
| 0,61 | 179,7 | 234,7 | 277,8 | 326,9 | 366,1 |
| 0,74 | 189,6 | 238,6 | 287,6 | 331,8 | 375,9 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

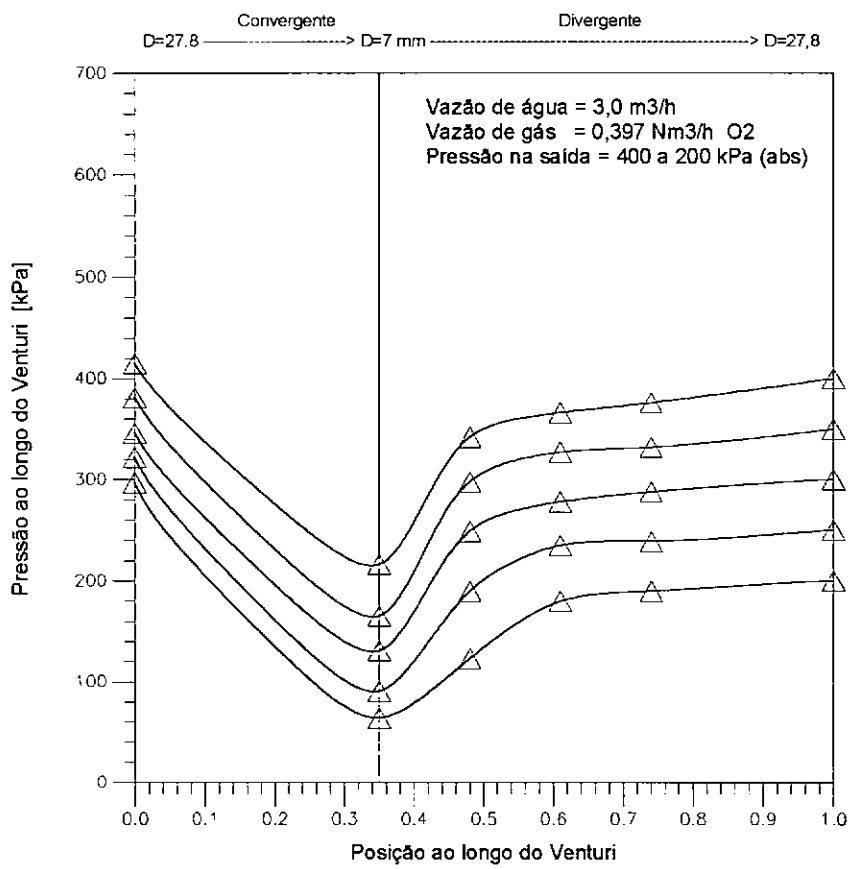


**Figura B-1** - Resultados da tabela B-1 em forma de gráfico

**Tabela B-2** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,2 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 337,0 | 346,0 | 376,0 | 405,0 | 435,0 |
| 0,35 | 90,6 | 112,0 | 146,7 | 178,7 | 221,4 |
| 0,48 | 103,9 | 176,0 | 238,6 | 292,5 | 336,7 |
| 0,61 | 173,4 | 223,1 | 267,1 | 317,1 | 366,1 |
| 0,74 | 189,4 | 238,6 | 282,7 | 331,8 | 375,9 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

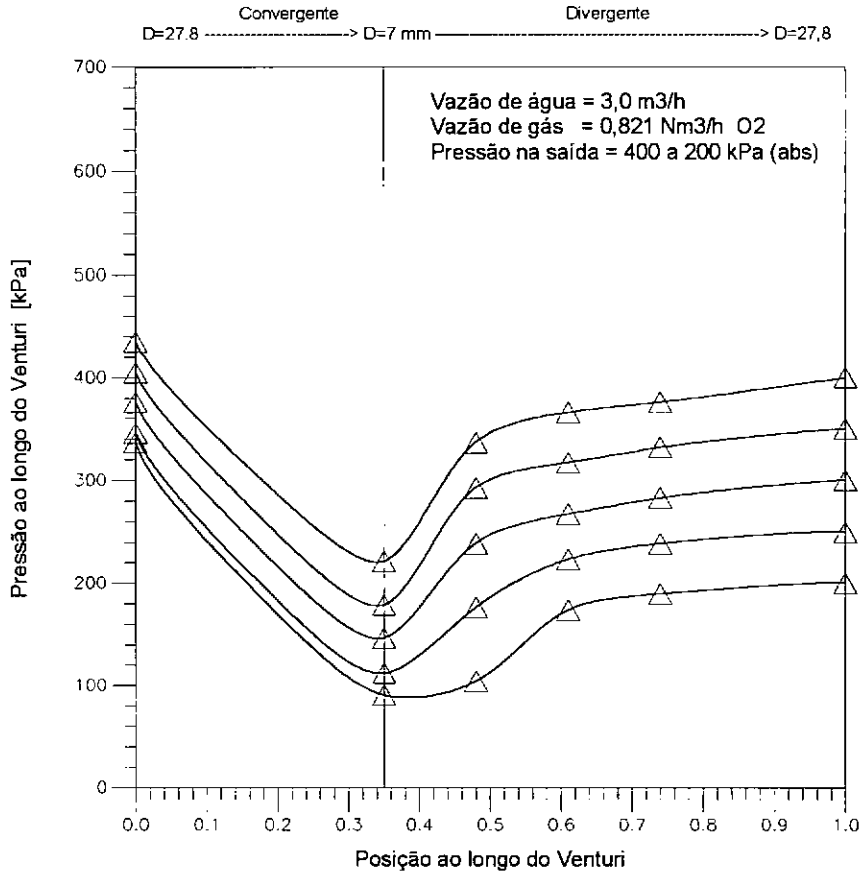


**Figura B-2** - Resultados da tabela B-2 em forma de gráfico

**Tabela B-3** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,4 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 380,0 | 390,0 | 405,0 | 430,0 | 459,0 |
| 0,35 | 114,6 | 130,7 | 154,7 | 186,7 | 224,0 |
| 0,48 | 101,3 | 138,7 | 221,2 | 272,9 | 331,8 |
| 0,61 | 168,0 | 228,0 | 277,8 | 326,9 | 366,1 |
| 0,74 | 189,4 | 238,6 | 287,6 | 331,8 | 375,9 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

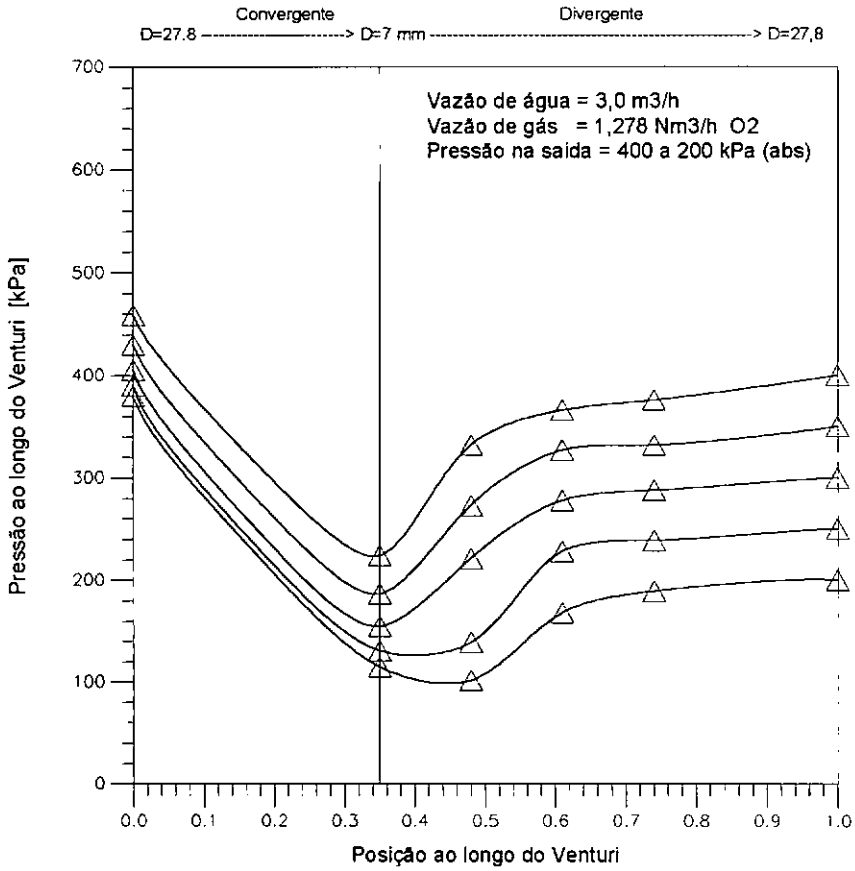


**Figura B-3** - Resultados da tabela B-3 em forma de gráfico

**Tabela B-4** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,5 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 415,0 | 430,0 | 440,0 | 454,0 | 474,0 |
| 0,35 | 133,3 | 146,6 | 165,3 | 189,4 | 218,7 |
| 0,48 | 101,3 | 157,3 | 218,7 | 272,7 | 317,1 |
| 0,61 | 165,3 | 223,9 | 272,9 | 317,1 | 363,1 |
| 0,74 | 189,4 | 238,6 | 287,6 | 331,8 | 375,9 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

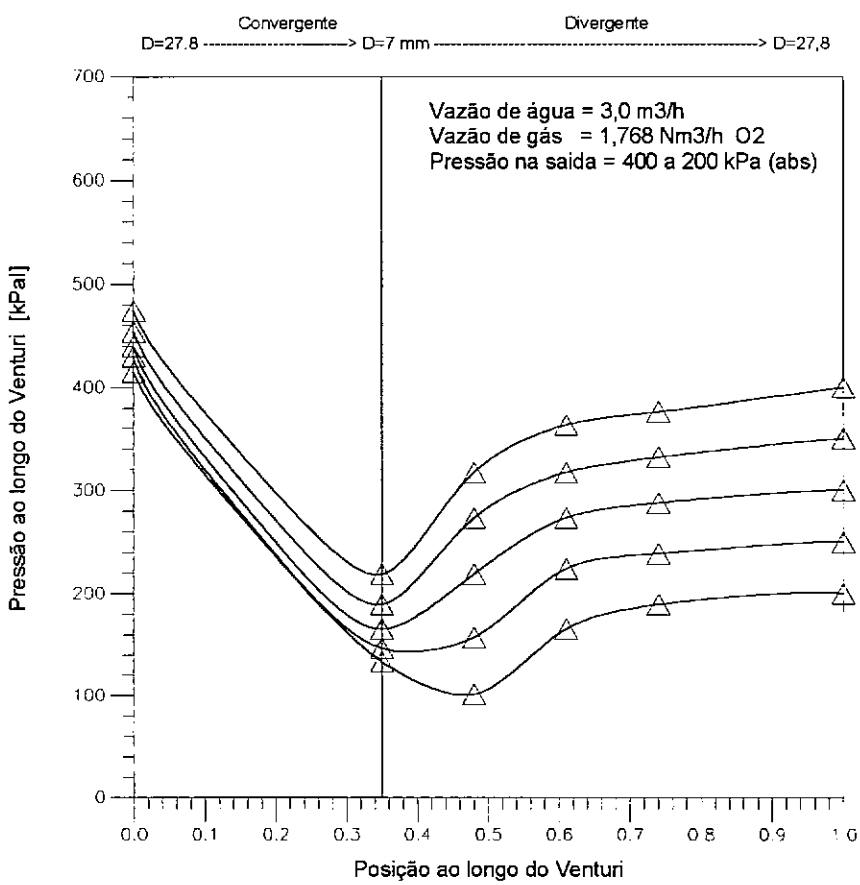


**Figura B-4** - Resultados da tabela B-4 em forma de gráfico

**Tabela B-5** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,5 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 450,0 | 454,0 | 464,0 | 484,0 | 503,0 |
| 0,35 | 144,0 | 154,7 | 170,7 | 197,4 | 218,7 |
| 0,48 | 85,3 | 141,3 | 210,7 | 263,1 | 307,3 |
| 0,61 | 152,0 | 209,2 | 363,1 | 312,2 | 346,5 |
| 0,74 | 179,8 | 228,8 | 282,7 | 331,8 | 366,1 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

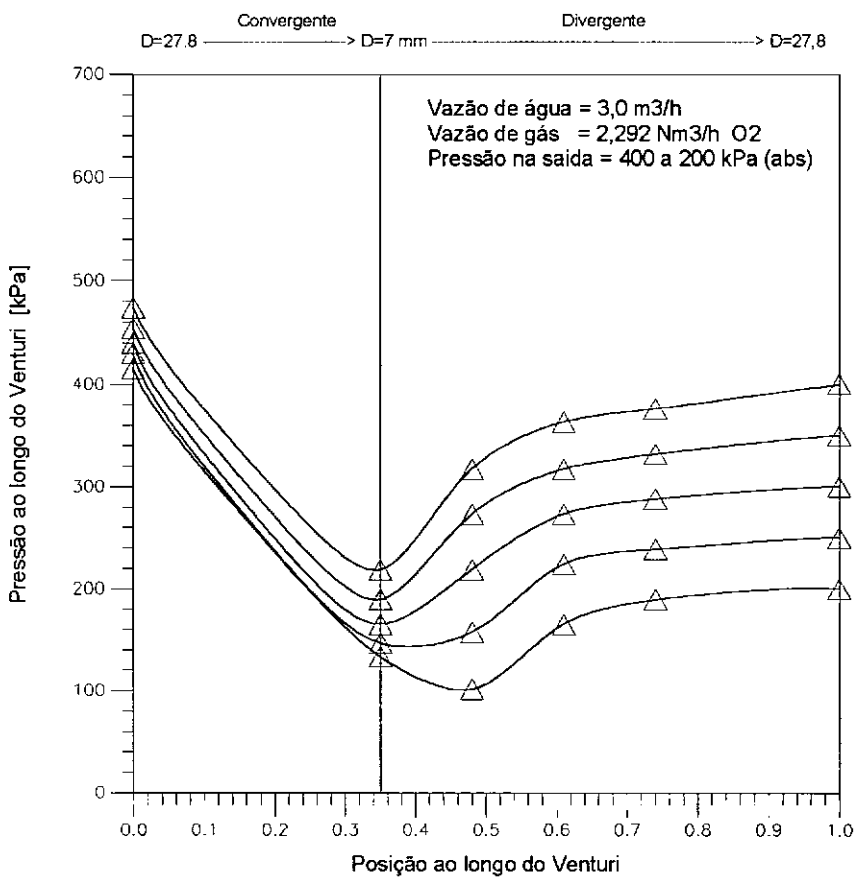


**Figura B-5** - Resultados da tabela B-5 em forma de gráfico

**Tabela B-6** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,5 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 376,0 | 386,0 | 396,0 | 405,0 | 420,0 |
| 0,35 | 51,2 | 61,3 | 74,2 | 109,3 | 144,0 |
| 0,48 | 74,6 | 144,0 | 221,4 | 277,8 | 326,9 |
| 0,61 | 162,7 | 224,1 | 272,9 | 322,0 | 375,9 |
| 0,74 | 186,7 | 240,1 | 287,6 | 331,8 | 385,7 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

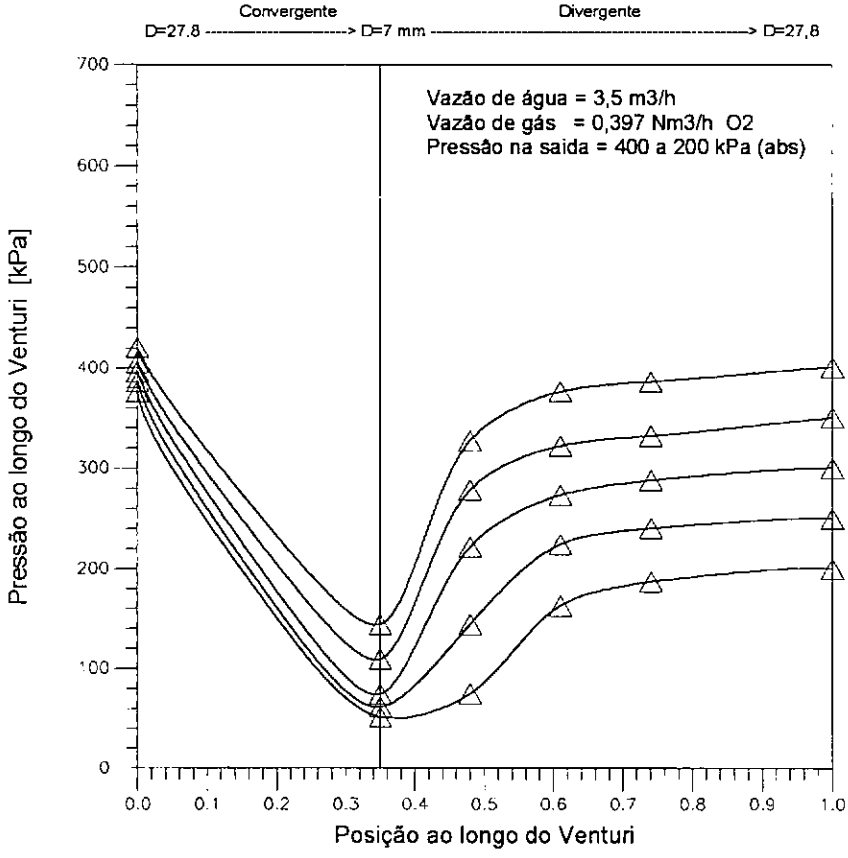


**Figura B-6** - Resultados da tabela B-6 em forma de gráfico

**Tabela B-7** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,7 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 415,0 | 425,0 | 435,0 | 445,0 | 464,0 |
| 0,35 | 93,3 | 93,3 | 106,7 | 136,1 | 160,0 |
| 0,48 | 61,3 | 136,0 | 205,3 | 272,9 | 317,0 |
| 0,61 | 146,7 | 218,7 | 272,6 | 326,8 | 376,0 |
| 0,74 | 178,7 | 238,6 | 287,6 | 333,7 | 385.7 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

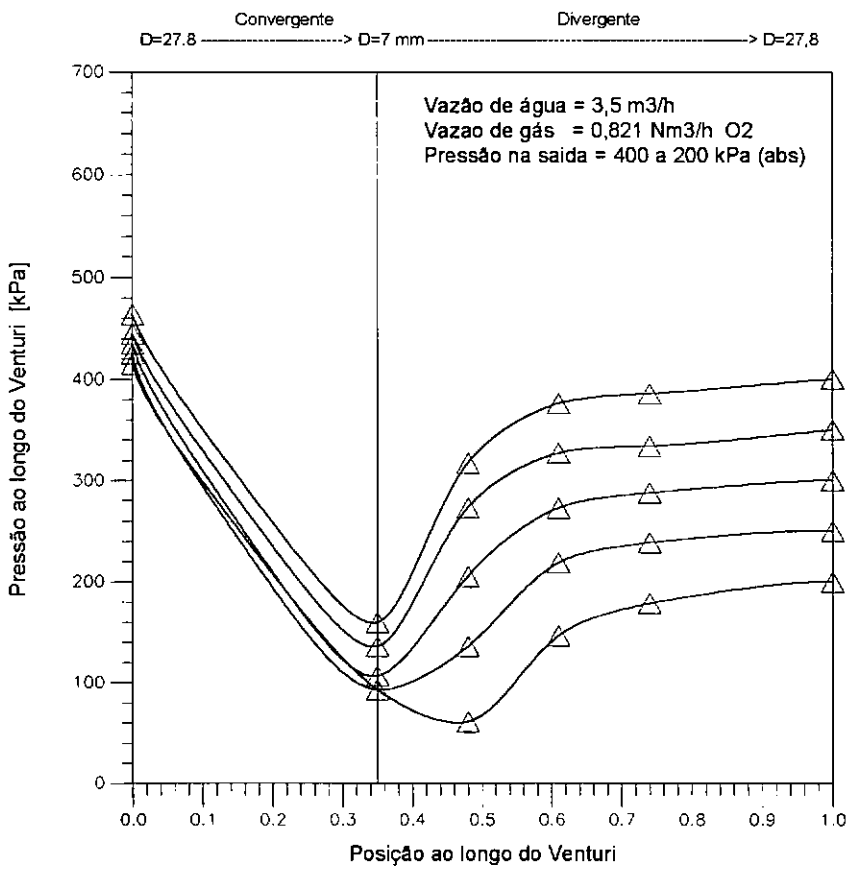


**Figura B-7** - Resultados da tabela B-7 em forma de gráfico

**Tabela B-8** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,7 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 464,0 | 464,0 | 474,0 | 484,0 | 503,0 |
| 0,35 | 117,3 | 120,0 | 133,0 | 150,0 | 173,0 |
| 0,48 | 64,0 | 120,0 | 189,4 | 253,3 | 307,3 |
| 0,61 | 147,0 | 213,1 | 273,0 | 326,9 | 371,0 |
| 0,74 | 184,0 | 230,8 | 287,6 | 336,7 | 380,8 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

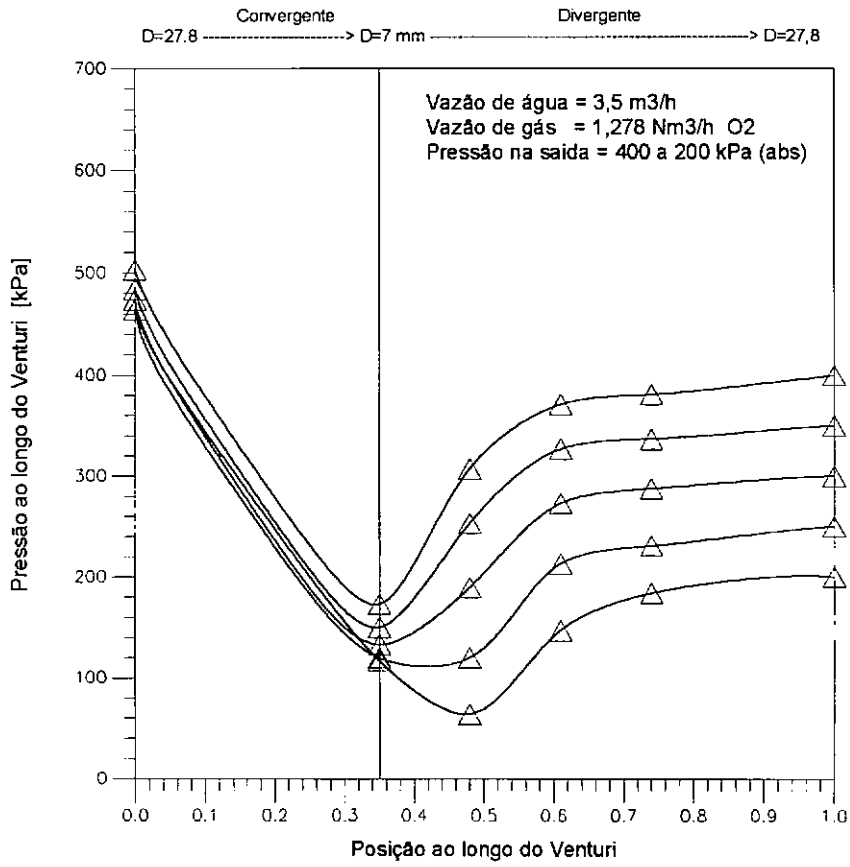


**Figura B-8** - Resultados da tabela B-8 em forma de gráfico

**Tabela B-9** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,7 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 513,0 | 513,0 | 513,0 | 522,0 | 522,0 |
| 0,35 | 141,4 | 141,4 | 152,0 | 165,4 | 184,0 |
| 0,48 | 64,0 | 117,3 | 176,0 | 240,0 | 297,5 |
| 0,61 | 144,2 | 208,0 | 263,1 | 312,2 | 375,9 |
| 0,74 | 178,7 | 233,7 | 287,6 | 331,8 | 385,7 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

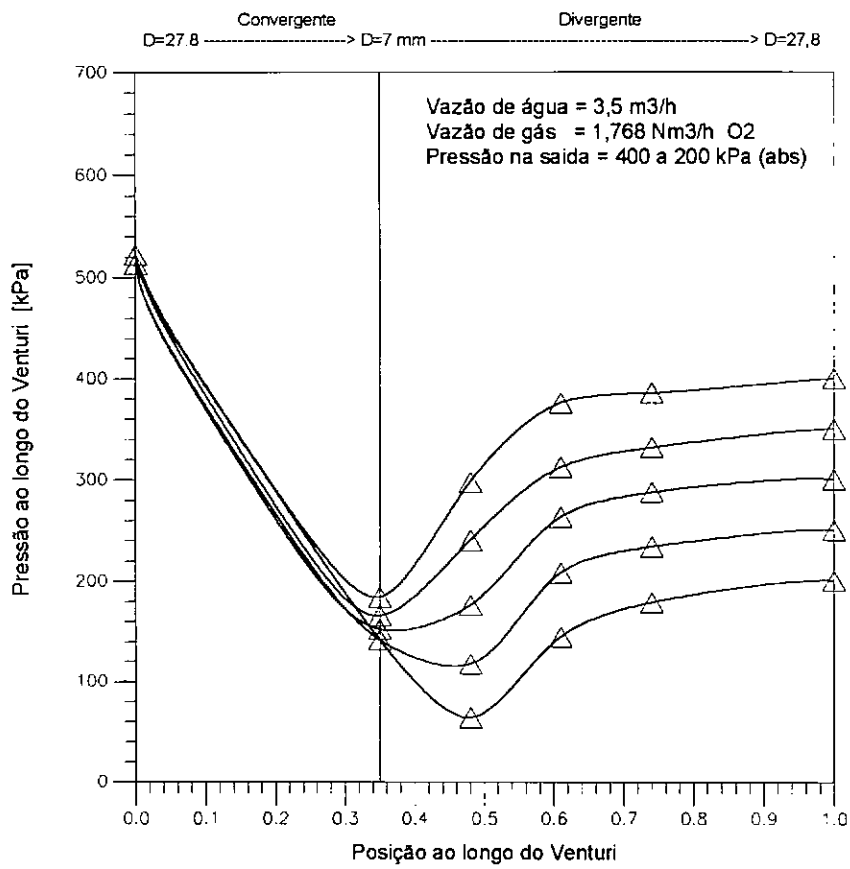


**Figura B-9** - Resultados da tabela B-9 em forma de gráfico

**Tabela B-10** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 3,5 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,7 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 552,0 | 552,0 | 562,0 | 562,0 | 562,0 |
| 0,35 | 157,4 | 162,7 | 168,0 | 178,7 | 197,3 |
| 0,48 | 57,1 | 112,5 | 170,3 | 234,4 | 288,2 |
| 0,61 | 141,7 | 205,2 | 258,5 | 312,4 | 366,8 |
| 0,74 | 173,3 | 235,6 | 278,8 | 332,4 | 376,7 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

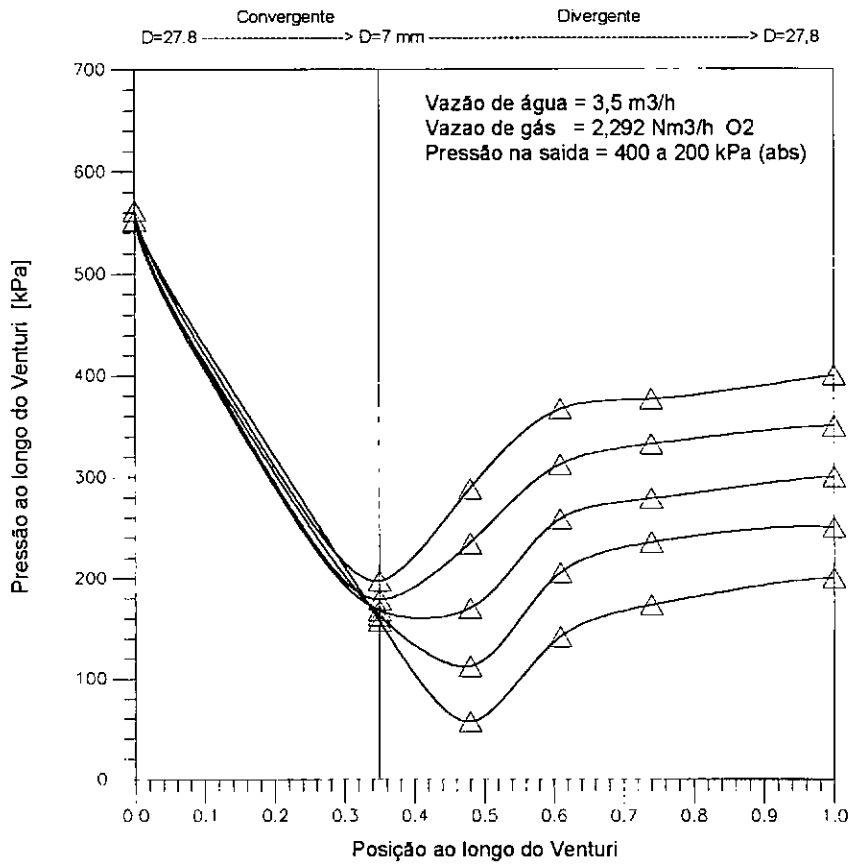


**Figura B-10** - Resultados da tabela B-10 em forma de gráfico

**Tabela B-11** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,397 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,8 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 484,0 | 484,0 | 484,0 | 484,0 | 484,0 |
| 0,35 | 61,3 | 62,6 | 63,9 | 72,1 | 80,4 |
| 0,48 | 29,3 | 85,3 | 186,7 | 248,5 | 302,4 |
| 0,61 | 152,0 | 209,3 | 268,0 | 312,0 | 376,0 |
| 0,74 | 194,0 | 234,6 | 287,6 | 332,0 | 386,0 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

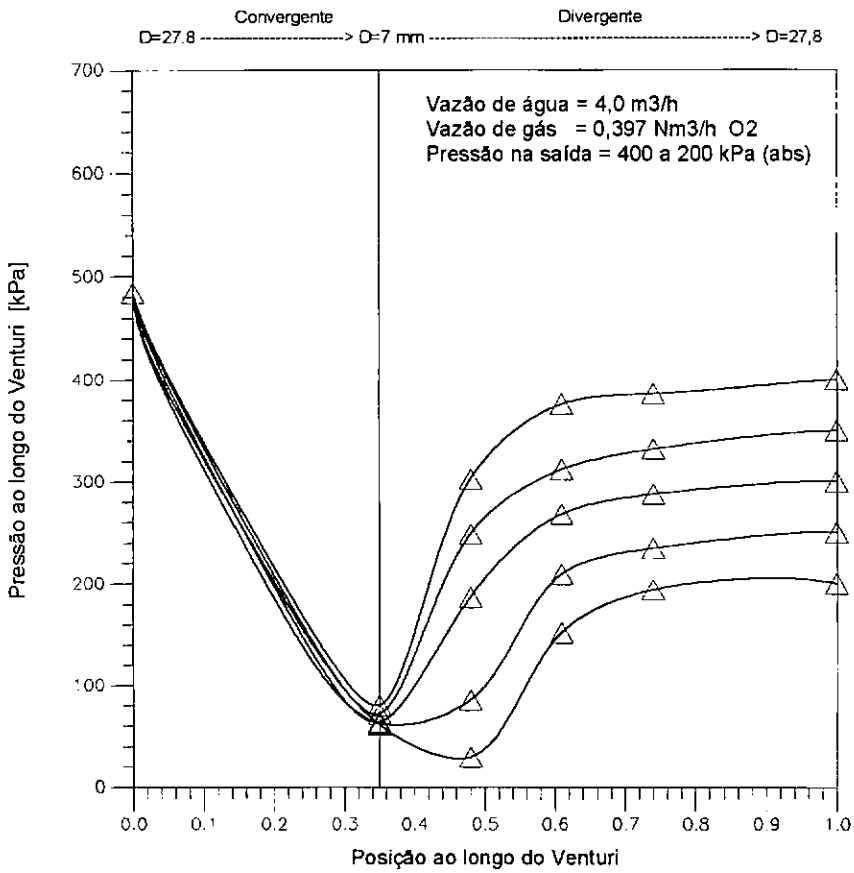


**Figura B-11** - Resultados da tabela B-11 em forma de gráfico

**Tabela B-12** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 0,821 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,7 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 533,0 | 533,0 | 533,0 | 533,0 | 533,0 |
| 0,35 | 101,3 | 101,3 | 101,3 | 104,0 | 112,2 |
| 0,48 | 18,6 | 66,6 | 141,3 | 221,3 | 288,0 |
| 0,61 | 141,3 | 203,0 | 253,4 | 312,3 | 365,0 |
| 0,74 | 186,7 | 234,0 | 283,0 | 330,0 | 383,0 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

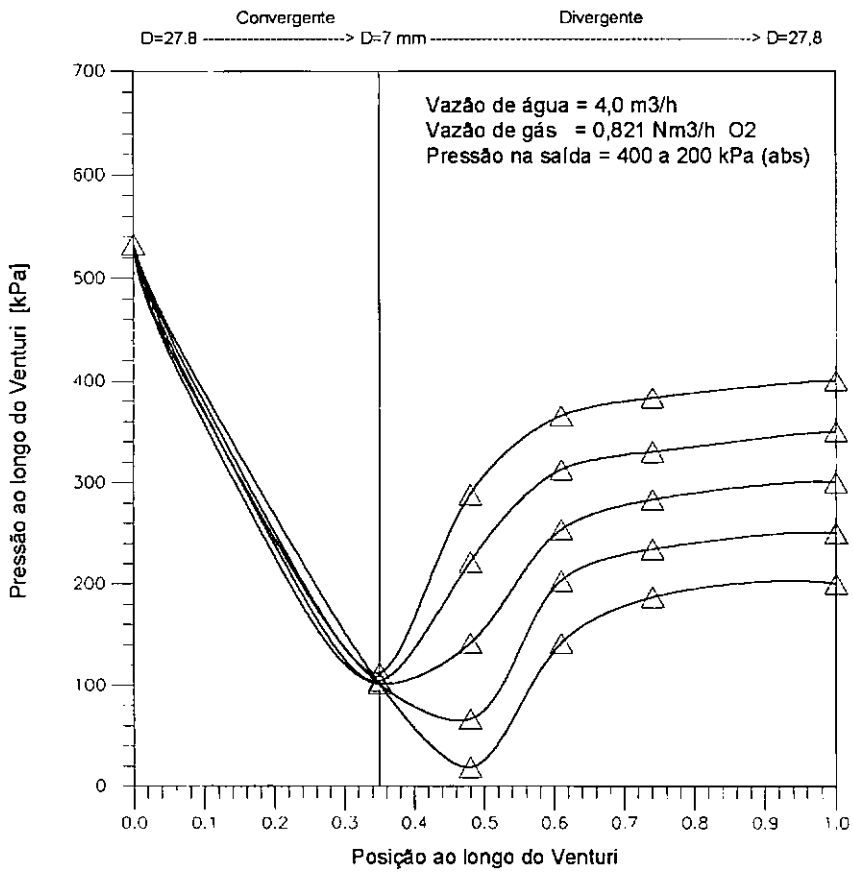


**Figura B-12** - Resultados da tabela B-12 em forma de gráfico

**Tabela B-13** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,278 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,8 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 533,0 | 533,0 | 533,0 | 533,0 | 533,0 |
| 0,35 | 101,3 | 101,3 | 101,3 | 104,0 | 112,2 |
| 0,48 | 18,6 | 66,6 | 141,3 | 221,3 | 288,0 |
| 0,61 | 141,3 | 203,0 | 253,4 | 312,3 | 365,0 |
| 0,74 | 186,7 | 234,0 | 283,0 | 330,0 | 383,0 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

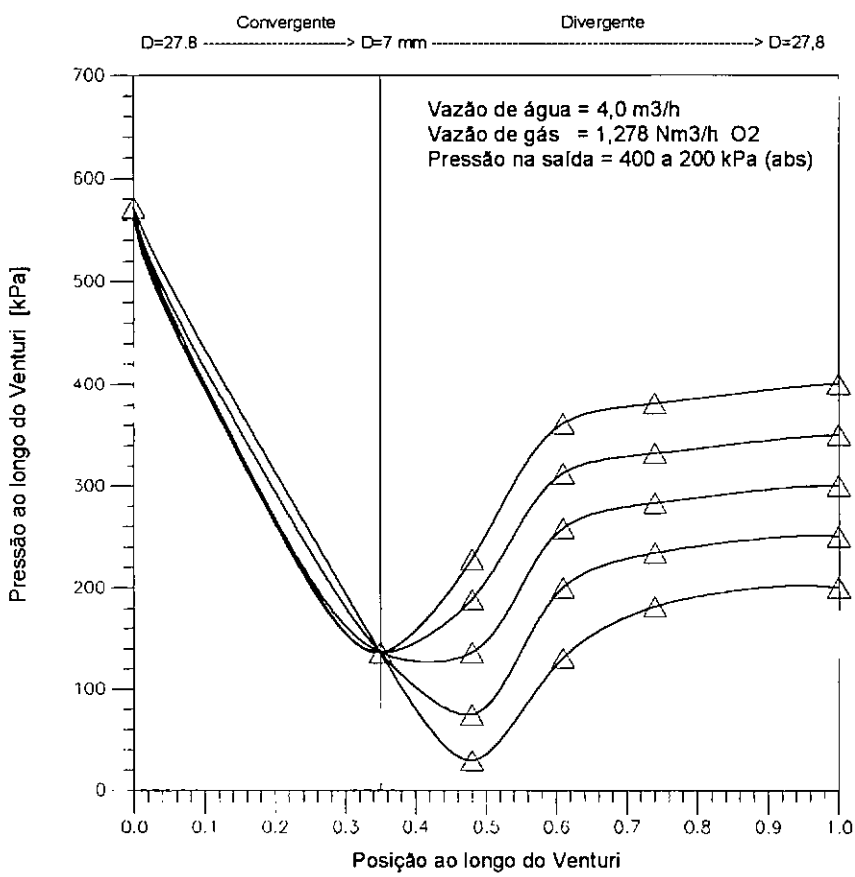


**Figura B-13** - Resultados da tabela B-13 em forma de gráfico

**Tabela B-14** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 1,768 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,6 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 616,0 | 616,0 | 616,0 | 616,0 | 616,0 |
| 0,35 | 160,0 | 154,6 | 154,6 | 160,0 | 165,0 |
| 0,48 | 40,0 | 69,3 | 122,6 | 192,0 | 258,0 |
| 0,61 | 133,3 | 189,3 | 253,0 | 307,0 | 357,0 |
| 0,74 | 184,0 | 240,0 | 283,0 | 332,0 | 381,0 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

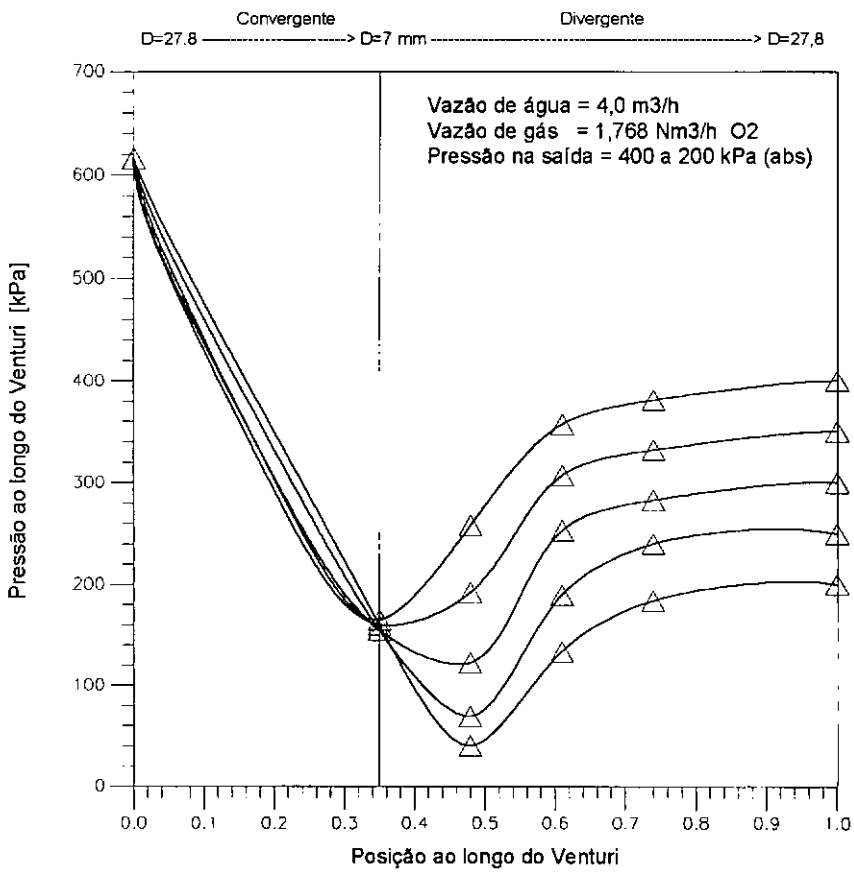


**Figura B-14** - Resultados da tabela B-14 em forma de gráfico

**Tabela B-15** - Resultados experimentais de pressão ao longo do Venturi para a vazão de água de 4,0 $m^3/h$ e vazão de oxigênio de 2,292 $Nm^3/h$ . Temperatura = 22,6 °C

| | Pressão da mistura na saída do Venturi [kPa] abs | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Posição | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 |
| 0,00 | 650,0 | 650,0 | 650,0 | 650,0 | 650,0 |
| 0,35 | 183,3 | 178,6 | 176,4 | 177,1 | 178,6 |
| 0,48 | 42,6 | 66,6 | 112,7 | 175,9 | 240,0 |
| 0,61 | 133,3 | 184,2 | 234,0 | 286,0 | 324,0 |
| 0,74 | 181,3 | 230,0 | 273,0 | 322,0 | 361,0 |
| 1,00 | 200,0 | 250,0 | 300,0 | 350,0 | 400,0 |

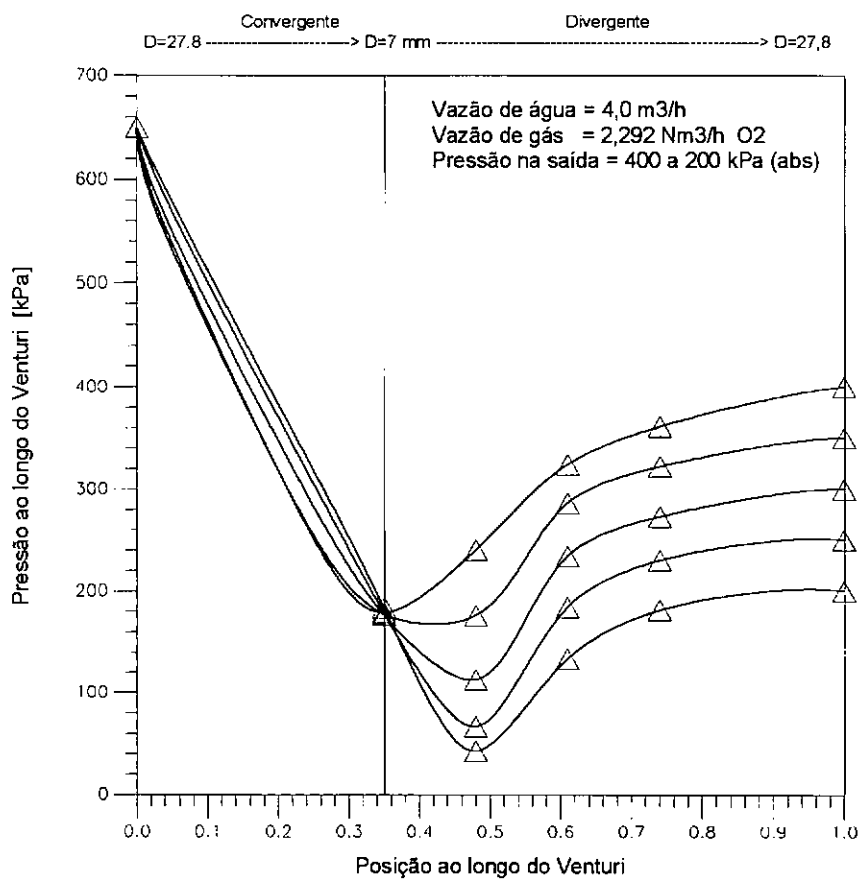


**Figura B-15** - Resultados da tabela B-15 em forma de gráfico

# Anexo C - Resultados experimentais de transferência de massa num escoamento bifásico de líquido e gás, escoando num tubo circular, utilizando-se um orifício como injetor de gás.

**Introdução :**

O objetivo deste trabalho é de medir-se a transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num escoamento bifásico de água e gás ao longo de um reator tubular. As experiências foram realizadas com misturas de ar, oxigênio e ozônio em água escoando dentro de um tubo de seção circular. Injetando gás no reator, mediu-se a concentração de gás antes da injeção e após um determinado comprimento do reator tubular. Parâmetros como pressão , vazão de gás e líquido , temperatura e geometria do sistema de injeção de gás, e geometria do reator tubular, foram medidos, permitindo-nos avaliar área interfacial por unidade de tempo assim como o coeficiente de transferência de massa para cada caso de escoamento avaliado. Para facilitar a determinação da área interfacial, utilizou-se um injetor de gás em líquido de um único orifício, garantindo um escoamento do tipo borbulhante. Este tipo de injetor é amplamente utilizado na industria e em sistemas compactos de tratamento de água e efluentes tanto em reatores tubulares como em colunas de líquido por ser um injetor de simples fabricação e de baixo custo. O escoamento do tipo borbulhante foi observado através de tubos em acrílico transparente. Um total de 168 testes foram selecionados.

**Procedimento experimental :**

Nos testes realizados, utilizaram-se vazões de gás e líquido compatíveis com condições de escoamento em escala real, normalmente para vazões utilizadas em desinfecção ou tratamento de efluentes em Centros Hospitalares ou Industriais de pequeno porte.

O reator tubular utilizado tem um diâmetro interno de 27,8 mme 36 m de comprimento. Utilizou-se um pequeno trecho do reator para medir o oxigênio dissolvido. A figura C1 mostra um desenho esquemático do sistema de avaliação.

Na medida de vazão de água utilizou-se uma placa de orifício do tipo Corner Taps construída segundo as normas ISO com uma incerteza estimada no coeficiente de descarga de 2 %. Os testes foram realizados para as vazões de água de 3,0, 3,5 e 4,0 $m^3/h$, estimando-se uma incerteza na medida de vazão de água de 2,9 %, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de vazão de gás nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se um fluxômetro Brooks previamente calibrado contra um padrão rastreado pelo laboratório de vazão do IPT-S.P. referência nacional. Estimou-se uma incerteza 2,7 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de vazão de gás nos testes com ozônio em oxigênio, utilizou-se uma placa de orifício previamente calibrado contra um padrão rastreado pelo laboratório de vazão do IPT-SP . Estimou-se uma incerteza de 2,6 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

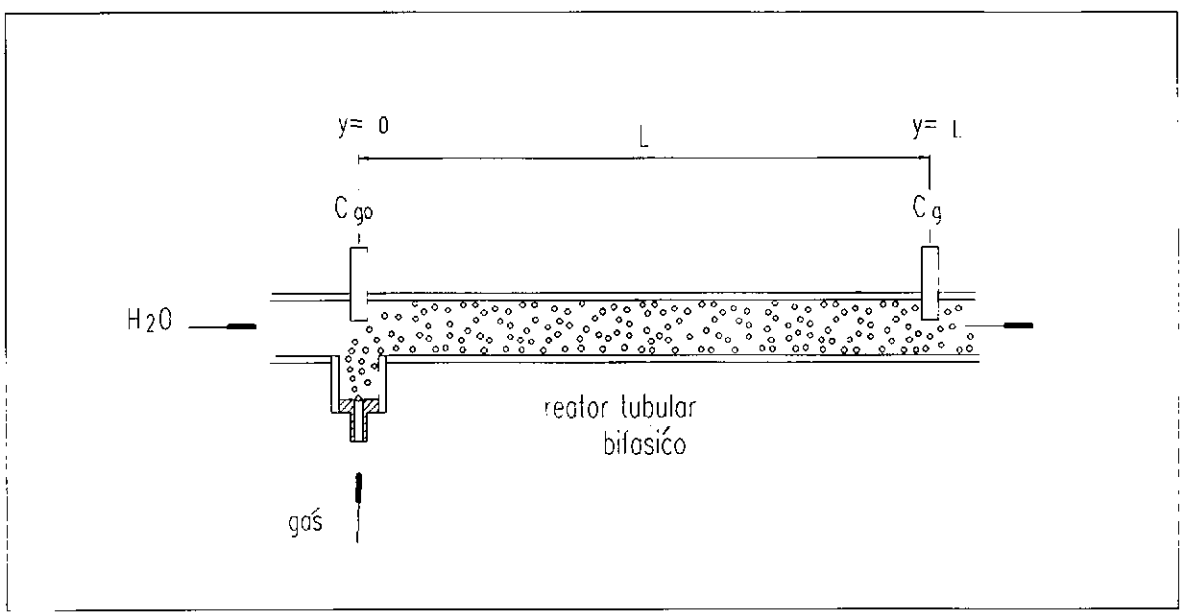


**Figura C1** - Desenho esquemático do aparato experimental

Na medida de pressão no reator utilizou-se um medidor de pressão do tipo Bourdon, um com fundo de escala de 700 kPa . Estimou-se uma incerteza nesta medida de 7,0 kPa (1 % do fundo de escala), conforme avaliado no anexo E.

Na medida de oxigênio dissolvido nos testes com ar, utilizou-se um medidor portátil, marca ATI ORION modelo 810 , com fundo de escala de 20 mg/L e menor divisão de 0,01 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,031 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de oxigênio dissolvido nos testes com oxigênio, utilizou-se um medidor portátil, marca SCHOTT GERÄTE modelo CG 867 , com fundo de escala de 99,9 mg/L e menor divisão de 0,1 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,14 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de ozônio dissolvido na água utilizou-se um analisador, fabricado pela Orbisphere Laboratories, Switzerland, modelo 26506, com fundo de escala de 10 mg/L e menor divisão de 0,01 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,07 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de ozônio na fase gás , utilizou-se um analisador, fabricado pela PCI Ozone & Control System , USA, modelo HC, com fundo de escala de 10 % de ozônio em oxigênio, e menor divisão de 0,001 %. Estimou-se uma incerteza de 0,01 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de temperatura da mistura, nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se o medidor portátil ATI ORION modelo 810, o mesmo utilizado na medida de oxigênio dissolvido com função simultânea para a medida de temperatura. Estimou-se uma incerteza de 0,5 C nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de temperatura da mistura, nos testes com ozônio, utilizou-se o medidor de mercúrio. Estimou-se uma incerteza de 0,6 C nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de área interfacial utilizou-se um modelo empírico de cálculo baseado na medida de vazão de gás e no diâmetro do orifício de injeção de gás. Leibson (1956) desenvolveu uma relação com comprovação experimental para avaliação de tamanhos de bolhas de gás formadas a partir de uma injeção de gás no meio líquido através de um orifício com uma incerteza estimada em 10 %. A relação ($C_1$ ) mostra o resultado obtido para um valor de número de Reynolds no orifício ($Re_o$ ) entre 2000 e 20000.

$$d_B = 7{,}13 \; Re_o^{-0.05} \qquad (c_1)$$

O valor do diâmetro de cada bolha formada ($d_B$ ) é expressa em milímetros. O diâmetro do orifício de injeção ($d_O$) é de 3,18 milímetros. Considerando-se a pressão do orifício igual à pressão da água (P) , conhecida a vazão mássica de gás ($m_G$ ) e temperatura (T) , determina-se a massa específica ( $\rho_G$ ) e a velocidade no orifício ($u_O$ ), onde

$$u_O = m_G \,./\, (\rho_G \,.\, \pi / 4 \,.d_O^2) \qquad (c_2)$$

$$\rho_G = P / (R.T) \qquad (c_3)$$

R é a constante do gás. O número de Reynolds no orifício é

$$Rey_O = \rho_G \; u_O \; d_O / \mu_G \qquad (c_4)$$

onde ($\mu_G$ ) é a viscosidade absoluta do gás. A área interfacial de gás gerada por unidade de tempo pode ser determinada em função da vazão de gás, da pressão do

escoamento e do diâmetro médio das bolhas de gás. O número de bolhas de diâmetro ( $d_B$ ) geradas por unidade de tempo pode ser determinado através da razão entre a vazão volumétrica de gás e volume de cada bolha. A área interfacial, gás e líquido, gerada por unidade de tempo é determinada através do produto entre número de bolhas geradas por unidade de tempo e a área interfacial de uma única bolha. A relação seguinte mostra o resultado deste cálculo, determinando-se assim a área interfacial , ou seja a área de troca de massa gerada por unidade de tempo.

$$A = 6\ m_G\ (v_G\ .\ d_B)^{-1} \qquad (c_5)$$

A partir do procedimento utilizado no anexo E (equação $e_8$ , $e_{18}$ , $e_{19}$ $e_{20}$ ) onde a incerteza na vazão de gás é 2,7 %, no diâmetro da bolha 10 % e no volume específico médio do gás dentro do reator é 2,8 % (avaliada para a pressão média de 250 kPa ), estima-se que estima-se a incerteza na medida da área de troca de massa por unidade de tempo, relação ($c_5$ ) , em 10,7 %.

Na medida de solubilidade do gás em água utilizou-se o procedimento utilizado no anexo A , a partir dos dados experimentais de temperatura da água, pressão do gás e da concentração do oxigênio na fase gás, 21 % para o caso do ar e 99,9 % para o caso do oxigênio "puro". As incerteza destas medidas são citadas pela maioria dos autores em valores inferiores a 10 % levando-se em conta os erros na constante de Henry, medidas de temperatura, pressão e percentual de soluto na fase gás. O anexo A mostra um resultado comparativo entre os valores obtidos pelas relações encontradas na literatura e valores medidos experimentalmente com água potável utilizada no nosso experimento. Conforme anexo A, a incerteza na medida de solubilidade é 2,6 % para o caso do ar, 2,0 % para o caso do oxigênio puro e de 7,8 % para o caso do ozônio.

Para avaliar o coeficiente global de transferência de massa entre gás líquido, é necessário determinar-se algumas relações de balanço de massa. Conforme avaliado no trabalho de tese, pode-se escrever que o fluxo de massa convectivo ( $Q_M$ ) entre a fase gás e a fase líquida pode ser definida como

$$Q_M = Kla\ (c^* - c_g) \qquad (c_6)$$

onde ($c_g$) é a concentração do gás no líquido , ($c^*$) a solubilidade média do gás no líquido e (Kla) o coeficiente global de transferência de massa. O fluxo de massa é por unidade de tempo e por unidade de volume de líquido, a concentração de gás no líquido em unidades de massa de gás por unidade de volume de líquido e o coeficiente global de transferência de massa em unidades de tempo elevado a menos um. .

Considerando-se que a água escoa uniformemente e em regime permanente num duto, onde predomina a transferência de massa convectiva, que a única variação na concentração de gás no líquido é na direção do escoamento, e que não existe

consumo de gás por parte do líquido ou reação química, pode-se determinar, a partir da equação da continuidade, o fluxo de massa transferido para a água é

$$Q_M = u_L \ (dc_g / dy) \qquad (c_7)$$

onde $(dc_g / dy)$ é a variação da concentração do gás no líquido ao longo do escoamento, direção (y) e $(u_L)$ é velocidade do líquido avaliada no tubo. Igualando-se as equações $(c_6)$ e $(c_7)$ e resolvendo para as condições iniciais de (y=0), $(c_g = c_0)$ obtém-se,

$$Kla = - u_L / y \quad Ln\ (c^*-c_g)/(c^*-c_0) \qquad (c_8)$$

Amand [2], 1946 , determinou experimentalmente a fração de vazios ($\alpha$ ) num escoamento bifásico disperso de ar em de água em um tubo horizontal em função da razão volumétrica ($\beta$). Para valores de $\beta$ <0,90 e valores de vazão mássica de líquido entre 1000 e 4200 kg/h , Amand obteve a seguinte relação,

$$\alpha = 0{,}83 \ \beta \qquad (c_9)$$

onde o valor 0,83 é chamado de fator de Amand. Esta relação tem uma incerteza estimada de 5% do valor da fração de vazios. Conhecida a vazão de líquido, vazão de gás, massa específica do gás , determina-se a fração de vazios ($\alpha$ ). A partir do procedimento utilizado no anexo E ( equações $e_8$ , $e_9$ , $e_{10}$ , $e_{11}$ ), onde a incerteza na vazão de gás é 2,7 %, na vazão de água de 2,9 %, na relação $(c_9)$ de 5 % , estima-se a incerteza no valor da fração de vazios de 7,5 %

A velocidade do líquido pode ser escrita como

$$u_L = Q_L \ [A_t \ (1- \alpha)]^{-1} \qquad (c_{10})$$

e a velocidade do gás pode ser escrita como

$$u_g = Q_g \ [\alpha \ A_t]^{-1} \qquad (c_{11})$$

onde : $(A_t)$ é a seção transversal do tubo circular. A partir do procedimento utilizado no anexo E ( equações $e_{12}$ , $e_{13}$ , $e_{14}$ , $e_{15}$), onde a incerteza na área total da seção transversal é desprezível, a incerteza na fração de vazios é 7,5 %, a incerteza na vazão mássica de gás 2,6 %, no volume específico do gás 2,8 % e a incerteza na vazão de água é 2,9 % , estima-se que a incerteza na velocidade do gás no escoamento é 8,4 % e a velocidade da água de 8,0 %.

Considerando-se as incertezas nas velocidades de cada fase, a incerteza na razão de escorregamento entre as fases , $(S=u_g / u_L)$, pode ser estimada em 11,6 %.

A incerteza do coeficiente global de transferência de massa, (Kla), é função das relações ($c_6$) e ($c_7$). A incerteza na medida de oxigênio dissolvido no caso dos testes com ar, foi estimada no Anexo E, em 0,03 mg/L ou 1,0 % avaliado em valores médios medidos nas experiências. A incerteza na medida de oxigênio dissolvido no caso dos testes com oxigênio, foi estimada no Anexo E, em 0,03 mg/L ou 1,5 % avaliado em valores médios medidos nas experiências. A incerteza na medida de ozônio dissolvido no caso dos testes com ozônio, foi estimada no Anexo E, em 0,07 mg/L ou 3,8 % avaliado em valores médios medidos nas experiências. Considerando-se estas incertezas, mais a incerteza no cálculo da solubilidade do gás, 2,6 % para o caso do ar, 2,0 % para o oxigênio puro e 7,8 % para o caso do ozônio, mais a incerteza na velocidade do liquido e desprezando-se a variação da concentração na fase gás ao longo do trecho avaliado, estima-se, conforme procedimento mostrado no Anexo E (equação $e_{24}$) , que a incerteza no coeficiente global de transferência de massa é 8,5 % para o caso do ar, 8,4 % para o caso do oxigênio e 11,4 % para o caso do ozônio.

As incertezas estimadas foram avaliadas para um grau de confiabilidade de 95,4 % dos casos.

**Resultados experimentais:**

A avaliação experimental foi realizada para três diferentes vazões de água, para cinco diferentes vazões de ar, de oxigênio, quatro vazões diferentes de ozônio e para quatro valores de pressão . Obteve-se num total 168 testes de avaliação do coeficiente global de transferência de massa. Após o gás ser injetado no reator tubular, Figura C1, o escoamento foi visualizado através de trechos em acrílico transparente, onde foi observado um escoamento do tipo borbulhante em todas as experiências realizadas.

As tabelas, C1,C2,C3,C4,C5 e C6 mostram os resultados experimentais para as diversas condições estipuladas. Na primeira coluna da esquerda tem-se o valor da vazão mássica de gás, na segunda coluna tem-se a pressão absoluta medida na parede do tubo no trecho mencionado, na terceira coluna a temperatura média da mistura, na quarta coluna a concentração do gás no líquido na referência zero, ou seja no início do trecho reto avaliado, em gramas de gás por litro de água, na quinta coluna a concentração do gás dissolvido na água no fim do trecho reto avaliado. No caso dos testes com ar a distância do trecho avaliado, distância entre as duas medidas de concentração de gás dissolvido, foi de (y=12,5 metros), já no caso dos testes com oxigênio puro (99,9 %), o trecho avaliado foi de (y=1 metro). Na sexta coluna a partir da esquerda determinou-se a razão de escorregamento entre o gás e o líquido ($S=u_g / u_L$) . Na sétima coluna tem-se os resultados da área interfacial de gás no líquido por unidade de tempo, em m quadrados por segundo, ao longo do trecho avaliado, determinado a partir da vazão mássica de gás e da geometria, utilizando-se a relação ($C_5$). Na última coluna a partir da esquerda tem-se os resultados do coeficiente global de transferência de massa no trecho avaliado, determinado a partir dos valores medidos, colunas 1,2,3,4,5, da vazão de água e utilizando-se a relação ($C_8$). Considerou-se sempre a

solubilidade no início do trecho avaliado, não levando em consideração a perda de carga e a variação da concentração do oxigênio no ar ao longo do trecho avaliado.

As tabelas, C7,C8, e C9 diferem das anteriores na quarta coluna, onde é mostrado a concentração de ozônio na fase gás . A concentração de ozônio dissolvido na referencia zero , é desprezível, considerando-se que não existe ozônio na fase liquida na entrada do reator. Conforme foi feito nos testes com ar, nos testes com ozônio, as variáveis forem avaliadas ao fim de um trecho reto de 12,5 m , resultados apresentados na quinta coluna das tabelas C7,C8 e C9.

Na tabela C1 a vazão de água é de 3,0 m3/h. A vazão de ar varia de 0,4763 a 2.7499 kg/h e a pressão de 200 a 350 kPa . Verifica-se que a temperatura não sofreu variações acentuadas durante os experimentos. Se comparar-se a primeira linha com a quinta, com a nona, com a décima terceira e com a décima sétima linha, verifica-se que a pressão mantém-se em 200 kPa , a temperatura e a concentração inicial do gás com pouca variação, e para um aumento da vazão de gás de 0,4763 a 2.7499 kg/h obtém-se um aumento na área interfacial de transferência de massa de 0,072 m2/s para 0,456 m2/s, um aumento na concentração de gás dissolvido ao fim do trecho avaliado de 9,4 para 11,31 ppm e por consequência um aumento no coeficiente global de transferência de massa de 61,6 para 258,6 1/h. Se compararmos a primeira linha da tabela C1, com a segunda, terceira e com a quarta linha , verifica-se que a vazão de gás permanece constante e igual a 0,4763 kg/h . Houve um aumento da pressão de 200 para 350 kPa e com isso uma diminuição da área de transferência de massa de 0,072 para 0.041 m2/s. Como resultado tem-se um aumento da concentração no fim do trecho avaliado de 9,4 para 10,62 ppm ou seja aumento o fluxo de massa. Por outro lado teve-se uma diminuição do coeficiente global de transferência de massa de 61,6 para 43,9 1/h. Verifica-se que com o aumento da vazão de gás, aumenta-se o coeficiente global de transferência de massa e com o aumento da pressão diminui-se o mesmo coeficiente (Kla).

Nas tabela C2 e C3, verifica-se variações idênticas que na tabela C1. A vazão de ar varia de 0,4763 a 2.7499 kg/h e a pressão de 200 a 350 kPa . Verifica-se que a temperatura não sofreu variações acentuadas durante os experimentos. Quando a vazão de gás é aumentada, de 0,4763 a 2.7499 kg/h , obtém-se um aumento na área interfacial de transferência de massa e aumento na concentração de gás dissolvido ao fim do trecho avaliado e por consequência um aumento no coeficiente global de transferência de massa. O aumento da pressão de 200 para 350 kPa , com a vazão de gás constante, tem-se uma diminuição da área de troca de massa (A), um aumento do fluxo de massa e uma diminuição no coeficiente global de transferência de massa, (Kla), conforme foi observado na tabela C1. O que diferencia os resultados experimentais apresentados através das tabelas C1, C2 e C3, é a mudança na vazão de água. Comparando-se a primeira linha das tabelas C1, C2 e C3, tem-se a mesma vazão de gás, 0,4763 kg/h , a mesma pressão do escoamento, 200 kPa , a mesma área interfacial 0,072 m2/s e uma diminuição da razão de escorregamento entre as fases (S) de 1,0334 para 1,0251 com o aumento de vazão de água de 3,0 para 4,0 m3/h. A variação do coeficiente global de transferência de massa não pode ser relacionada com

a variação da vazão de líquido porque os valores apresentam uma variação pouco significativa em relação à incerteza de medida.

As tabelas C4, C5 e C6 apresentam os resultados experimentais para os testes feitos com oxigênio. A vazão de oxigênio varia de 0,524 a 3,025 kg/h e a pressão de 200 a 350 kPa . Os valores de vazão mássica de oxigênio foram escolhidos de tal maneira que em termos de vazão volumétrica de gás sejam idênticos aos do ar, por exemplo 0,4673 kg/h de ar à pressão de 200 kPa são 0,78 Nm3/h de ar (tabela C1) e 0,524 kg/h de oxigênio à pressão de 200 kPa são 0,78 Nm3/h de oxigênio (tabela C4). Com este artifício obtém-se na determinação da área de troca de massa, áreas semelhantes para as mesmas condições de escoamento e gases diferentes.

Na tabela C4 a vazão de água é de 3,0 m3/h. Verifica-se que a temperatura não sofreu variações acentuadas durante os experimentos. Se comparar-se a primeira linha com a quinta, com a nona, com a décima terceira e com a décima sétima linha, verifica-se que a pressão mantém-se em 200 kPa , a temperatura e a concentração inicial do gás com pouca variação, e para um aumento da vazão de gás de 0,524 para 3,0254 kg/h obtém-se um aumento na área interfacial de transferência de massa de 0,073 m2/s para 0,457 m2/s, um aumento na concentração de gás dissolvido ao fim do trecho avaliado de 9,4 para 11,31 ppm e por consequência um aumento no coeficiente global de transferência de massa de 58,4 para 248,3 1/h. Estes valores de concentração, 9,4 e 11,31, são idênticos aos citados na tabela C1, não existe justificativa para esta razão, é uma simples coincidência de medidas experimentais. Comparando-se a primeira linha da tabela C4, com a segunda, a terceira e com a quarta linha , verifica-se que a vazão de gás permanece constante e igual a 0,524 kg/h . Houve um aumento da pressão de 200 para 350 kPa e com isso uma diminuição da área de transferência de massa de 0,073 para 0,041 m2/s. Como resultado tem-se um aumento da concentração no fim do trecho avaliado de 9,4 para 9,7 ppm ou seja aumento o fluxo de massa. Por outro lado teve-se uma diminuição do coeficiente global de transferência de massa de 58,4 para 44,0 1/h. Conforme foi constatado a partir dos resultados experimentais com ar, verifica-se que com o aumento da vazão de oxigênio, aumenta-se o coeficiente global de transferência de massa e com o aumento da pressão diminui-se o mesmo coeficiente (Kla) .

Nas tabela C5 e C6, representam os resultados experimentais para as vazões de água de 3,5 e 4,0 m3/h respectivamente. Os resultados são idênticos aos da tabela C4. A vazão de oxigênio varia de 0,524 a 3,025 kg/h e a pressão de 200 a 350 kPa , para ambas as tabela. Verifica-se que a temperatura não sofreu variações acentuadas durante os experimentos. Quando a vazão de gás é aumentada, de 0,524 ara 3,025 kg/h , obtém-se um aumento na área interfacial de transferência de massa e aumento na concentração de gás dissolvido ao fim do trecho avaliado e por consequência um aumento no coeficiente global de transferência de massa. O aumento da pressão de 200 para 350 kPa , com a vazão de gás constante, tem-se uma diminuição da área de troca de massa (A), um aumento do fluxo de massa e uma diminuição no coeficiente global de transferência de massa, (Kla), conforme foi observado na tabela C4. O que diferencia os resultados experimentais apresentados através das tabelas

C4, C5 e C6, é a mudança na vazão de água. Comparando-se a primeira linha das tabelas C4, C5 e C6, tem-se a mesma vazão de gás, 0,524 kg/h , a mesma pressão do escoamento, 200 kPa , a mesma área interfacial 0,073 m2/s e uma diminuição da razão de escorregamento entre as fases (S) de 1,0333 para 1,0250 com o aumento de vazão de água de 3,0 para 4,0 m3/h. Resultados idênticos aos obtidos nos testes com ar.

A exemplo dos testes realizados com ar, nos testes com oxigênio a variação do coeficiente global de transferência de massa não pode ser relacionada com a variação da vazão de líquido porque os valores apresentam uma variação pouco significativa em relação à incerteza de medida.

Verifica-se experimentalmente que o valor do coeficiente global de transferência de massa (Kla), depende de uma maneira significativa da área de transferência de massa, ou seja a área interfacial do gás com o líquido. A variação da área interfacial é uma função da pressão e da vazão de gás. Com o aumento da pressão do escoamento tem-se uma diminuição da área interfacial, ou seja, para a mesma quantidade de gás e para a mesma quantidade de bolhas de gás tem-se uma área menor, diminuindo o valor do coeficiente global de transferência de massa. Com um aumento da vazão de gás com uma vazão de líquido constante, tem-se um aumento de bolhas de gás no escoamento, obtendo-se com isso um aumento na área interfacial e resultando num aumento do valor do coeficiente global de transferência de massa.

Normalmente o objetivo final de um sistema de tratamento de efluente ou sistemas de transferência de massa é ter-se o maior fluxo de massa possível, entre a fase gás e líquida. Um aumento do coeficiente global de transferência de massa não representa necessariamente este objetivo. Observa-se que com o aumento da pressão tem-se uma diminuição do valor do coeficiente global de transferência de massa, mas por outro lado aumenta-se a solubilidade do gás no líquido, obtendo-se com isso um aumento no fluxo de massa com um coeficiente global de transferência de massa menor. Observando por exemplo as quatro primeiras linhas da tabela C6, verifica-se um acréscimo na concentração de oxigênio de (9,26-8,50=0,76 ppm) para (9,49-8,57=0,92 ppm) através de num aumento da pressão de 200 para 350 kPa , resultando uma diminuição do coeficiente global de transferência de massa (Kla) de 67,3 para 43,5 1/h . Se as variáveis de solubilidade do gás do líquido não mudarem, então o coeficiente global de transferência de massa indica diretamente as variações do fluxo de massa entre as fases.

As tabelas C7, C8 e C9 apresentam os resultados experimentais para os testes feitos com gás ozônio em oxigênio para as vazões de água de 3,0 , 3,5 e 4,0 m3/h. A vazão de gás varia de 0,526 a 2,342 kg/h e a pressão de 200 a 350 kPa . Escolheram-se valores de vazão mássica da mistura idênticos aos valores dos testes com ar e oxigênio, por exemplo 0,467 kg/h de ar à pressão de 200 kPa são 0,78 Nm3/h de ar (tabela C1), 0,524 kg/h de oxigênio à pressão de 200 kPa são 0,78 Nm3/h de oxigênio (tabela C4) e 0,526 kg/h da mistura de ozônio com oxigênio à pressão de 200 kPa são 0,78 Nm3/h de gás (tabela C7). Com este artifício obtém-se na determinação da área de troca de massa, áreas semelhantes para as mesmas

condições de escoamento e gases diferentes. Por falta de capacidade de geração de ozônio não foi possível realizar-se experiências com vazões de gás 3,025 kg/h (2,292 Nm3/h) conforme foi realizado nos testes com ar e oxigênio. Os resultados obtidos com ozônio têm um comportamento idêntico aos realizados com ar e com oxigênio. Pode ser observado também que o coeficiente global de transferência de massa, Kla, diminui com o aumento da pressão.

Como complemento das tabelas C1 a C9, mostra-se através das tabelas C10 a C18 valores de variáveis importantes para avaliação do processo, calculadas a partir das medidas experimentais. As tabelas C10 a C12 mostra os resultados para os testes com ar, as tabelas C13 a C15 mostra os resultados para o oxigênio e as tabelas C16 a C18 os resultados obtidos com os testes com ozônio.

As tabelas mostram na primeira coluna, a da esquerda o valor da área interfacial de gás e líquido gerada por unidade de tempo. Na segunda coluna o coeficiente global de transferência de massa entre as fases. Na terceira coluna a razão entre a vazão volumétrica de gás nas condições do escoamento e a vazão volumétrica total, gás mais líquido. Na quarta coluna a fração de vazios na seção de escoamento. Na quinta coluna a fração mássica entre o gás e a total. Na sexta coluna o volume específico do gás nas condições de escoamento. Na sétima coluna a razão de escorregamento entre as fases. Na oitava coluna a velocidade média do líquido. Na nona coluna, a da direita, mostra a velocidade homogênea da mistura.

As incertezas dos valores experimentais resumem-se a 10,7 % na área de troca de massa (A), 8,4 % no coeficiente global de transferência de massa (Kla) para o caso das experiências com ar, 8,7 % para o caso do oxigênio e 13,4 % para o caso do ozônio, 5,5 % na razão volumétrica ($\beta$), 7,5 % na fração de vazios ($\alpha$), 4,8 % na fração mássica (x), 2,8 % no volume específico do gás ($v_G$), 11,6 % na razão de escorregamento entre as fases (S), 8,0 % na velocidade do líquido ($U_L$) e 6,9 % na velocidade homogênea ($U_H$).

**Tabela C1 - Resultados experimentais do testes com ar e vazão de água de 3,0 m3/h**

| AR kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,4763 | 200 | 25,5 | 8,32 | 9,40 | 1,03 | 0,072 | 61,6 |
| 0,4763 | 250 | 25,6 | 8,41 | 9,87 | 1,02 | 0,058 | 54,7 |
| 0,4763 | 300 | 25,6 | 8,53 | 10,21 | 1,02 | 0,048 | 46,5 |
| 0,4763 | 350 | 25,6 | 8,62 | 10,62 | 1,01 | 0,041 | 43,9 |
| 0,9850 | 200 | 25,5 | 8,32 | 10,05 | 1,06 | 0,155 | 110,4 |
| 0,9850 | 250 | 25,6 | 8,41 | 10,50 | 1,05 | 0,124 | 85,1 |
| 0,9850 | 300 | 25,6 | 8,53 | 11,03 | 1,04 | 0,103 | 74,5 |
| 0,9850 | 350 | 25,6 | 8,62 | 11,49 | 1,03 | 0,089 | 67,1 |
| 1,5333 | 200 | 25,5 | 8,32 | 10,52 | 1,10 | 0,247 | 155,6 |
| 1,5333 | 250 | 25,6 | 8,41 | 11,10 | 1,08 | 0,198 | 119,2 |
| 1,5333 | 300 | 25,6 | 8,53 | 11,80 | 1,07 | 0,165 | 105,0 |
| 1,5333 | 350 | 25,6 | 8,62 | 12,24 | 1,06 | 0,141 | 90,0 |
| 2,1212 | 200 | 25,5 | 8,32 | 11,01 | 1,14 | 0,347 | 211,9 |
| 2,1212 | 250 | 25,6 | 8,41 | 11,80 | 1,11 | 0,278 | 164,7 |
| 2,1212 | 300 | 25,6 | 8,53 | 12,29 | 1,09 | 0,232 | 129,0 |
| 2,1212 | 350 | 25,6 | 8,62 | 12,94 | 1,08 | 0,198 | 114,4 |
| 2,7499 | 200 | 25,5 | 8,32 | 11,31 | 1,17 | 0,456 | 258,6 |
| 2,7499 | 250 | 25,6 | 8,41 | 12,36 | 1,14 | 0,365 | 209,6 |
| 2,7499 | 300 | 25,6 | 8,53 | 13,07 | 1,12 | 0,304 | 168,8 |
| 2,7499 | 350 | 25,6 | 8,62 | 13,64 | 1,10 | 0,261 | 141,8 |

**Tabela C2 - Resultados experimentais dos testes com ar e vazão de água de 3,5 m3/h**

| AR kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,4763 | 200 | 24,6 | 8,42 | 9,57 | 1,02 | 0,072 | 74,7 |
| 0,4763 | 250 | 24,6 | 8,51 | 9,80 | 1,02 | 0,058 | 54,3 |
| 0,4763 | 300 | 24,7 | 8,68 | 10,38 | 1,01 | 0,048 | 53,8 |
| 0,4763 | 350 | 24,8 | 8,92 | 10,45 | 1,01 | 0,041 | 38,3 |
| 0,985 | 200 | 24,6 | 8,42 | 9,89 | 1,05 | 0,155 | 103,4 |
| 0,985 | 250 | 24,6 | 8,51 | 10,45 | 1,04 | 0,124 | 88,2 |
| 0,985 | 300 | 24,7 | 8,68 | 10,91 | 1,03 | 0,103 | 74,7 |
| 0,985 | 350 | 24,8 | 8,91 | 11,57 | 1,03 | 0,088 | 71,0 |
| 1,5333 | 200 | 24,6 | 8,42 | 10,50 | 1,08 | 0,246 | 162,2 |
| 1,5333 | 250 | 24,6 | 8,51 | 11,16 | 1,07 | 0,197 | 130,8 |
| 1,5333 | 300 | 24,7 | 8,68 | 11,61 | 1,06 | 0,164 | 104,8 |
| 1,5333 | 350 | 24,8 | 8,91 | 12,10 | 1,05 | 0,141 | 89,5 |
| 2,1212 | 200 | 24,6 | 8,42 | 10,73 | 1,12 | 0,346 | 194,5 |
| 2,1212 | 250 | 24,6 | 8,51 | 11,56 | 1,09 | 0,277 | 161,2 |
| 2,1212 | 300 | 24,7 | 8,68 | 12,63 | 1,08 | 0,231 | 153,0 |
| 2,1212 | 350 | 24,8 | 8,91 | 12,89 | 1,07 | 0,198 | 118,5 |
| 2,7499 | 200 | 24,6 | 8,42 | 11,20 | 1,15 | 0,455 | 258,2 |
| 2,7499 | 250 | 24,6 | 8,51 | 12,07 | 1,12 | 0,364 | 203,2 |
| 2,7499 | 300 | 24,7 | 8,68 | 12,89 | 1,10 | 0,303 | 172,0 |
| 2,7499 | 350 | 24,8 | 8,91 | 13,34 | 1,09 | 0,260 | 138,9 |

**Tabela C3 - Resultados experimentais dos testes com ar e vazão de água de 4,0 m3/h**

| AR kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,4763 | 200 | 25,2 | 8,42 | 9,39 | 1,02 | 0,072 | 72,2 |
| 0,4763 | 250 | 25,2 | 8,47 | 9,65 | 1,02 | 0,058 | 57,0 |
| 0,4763 | 300 | 25,3 | 8,53 | 9,87 | 1,01 | 0,048 | 47,9 |
| 0,4763 | 350 | 25,3 | 8,58 | 10,25 | 1,01 | 0,041 | 47,5 |
| 0,985 | 200 | 25,2 | 8,42 | 9,90 | 1,05 | 0,155 | 120,1 |
| 0,985 | 250 | 25,2 | 8,47 | 10,33 | 1,04 | 0,124 | 96,6 |
| 0,985 | 300 | 25,3 | 8,58 | 10,67 | 1,03 | 0,103 | 79,7 |
| 0,985 | 350 | 25,3 | 8,42 | 10,84 | 1,02 | 0,089 | 71,8 |
| 1,5333 | 200 | 25,2 | 8,42 | 10,30 | 1,07 | 0,247 | 165,6 |
| 1,5333 | 250 | 25,2 | 8,47 | 10,82 | 1,06 | 0,197 | 130,4 |
| 1,5333 | 300 | 25,3 | 8,53 | 11,29 | 1,05 | 0,165 | 111,3 |
| 1,5333 | 350 | 25,3 | 8,58 | 11,71 | 1,04 | 0,141 | 98,5 |
| 2,1212 | 200 | 25,2 | 8,42 | 10,58 | 1,10 | 0,347 | 205,0 |
| 2,1212 | 250 | 25,2 | 8,47 | 11,21 | 1,08 | 0,277 | 162,0 |
| 2,1212 | 300 | 25,3 | 8,53 | 11,84 | 1,07 | 0,231 | 141,4 |
| 2,1212 | 350 | 25,3 | 8,58 | 12,12 | 1,06 | 0,198 | 116,5 |
| 2,7499 | 200 | 25,2 | 8,42 | 11,01 | 1,13 | 0,456 | 268,7 |
| 2,7499 | 250 | 25,2 | 8,47 | 11,71 | 1,11 | 0,364 | 205,6 |
| 2,7499 | 300 | 25,3 | 8,53 | 12,40 | 1,09 | 0,304 | 175,5 |
| 2,7499 | 350 | 25,3 | 8,58 | 12,74 | 1,08 | 0,260 | 144,1 |

**Tabela C4 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 3,0 m3/h**

| Oxigênio kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (1,0) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 200 | 24,8 | 8,54 | 9,40 | 1,03 | 0,073 | 58,4 |
| 0,524 | 250 | 24,8 | 8,57 | 9,59 | 1,02 | 0,058 | 53,6 |
| 0,524 | 300 | 24,8 | 8,59 | 9,69 | 1,02 | 0,048 | 47,0 |
| 0,524 | 350 | 24,8 | 8,48 | 9,70 | 1,01 | 0,041 | 44,0 |
| 1,084 | 200 | 24,8 | 8,54 | 10,02 | 1,06 | 0,156 | 107,8 |
| 1,084 | 250 | 24,8 | 8,57 | 10,10 | 1,05 | 0,124 | 85,0 |
| 1,084 | 300 | 24,8 | 8,59 | 10,24 | 1,04 | 0,104 | 74,0 |
| 1,084 | 350 | 24,8 | 8,42 | 10,18 | 1,03 | 0,089 | 66,0 |
| 1,693 | 200 | 24,8 | 8,54 | 10,53 | 1,10 | 0,248 | 155,3 |
| 1,693 | 250 | 24,8 | 8,57 | 10,58 | 1,08 | 0,198 | 118,2 |
| 1,693 | 300 | 24,8 | 8,59 | 10,77 | 1,07 | 0,165 | 102,6 |
| 1,693 | 350 | 24,8 | 8,42 | 10,61 | 1,06 | 0,141 | 85,7 |
| 2,334 | 200 | 24,8 | 8,54 | 10,97 | 1,14 | 0,348 | 203,3 |
| 2,334 | 250 | 24,8 | 8,57 | 11,11 | 1,11 | 0,278 | 158,3 |
| 2,334 | 300 | 24,8 | 8,59 | 11,20 | 1,09 | 0,232 | 129,1 |
| 2,334 | 350 | 24,8 | 8,42 | 11,19 | 1,08 | 0,199 | 113,2 |
| 3,025 | 200 | 24,8 | 8,54 | 11,31 | 1,17 | 0,457 | 248,3 |
| 3,025 | 250 | 24,8 | 8,57 | 11,46 | 1,14 | 0,366 | 190,8 |
| 3,025 | 300 | 24,8 | 8,52 | 11,64 | 1,12 | 0,305 | 162,2 |
| 3,025 | 350 | 24,8 | 8,42 | 11,54 | 1,10 | 0,261 | 133,3 |

**Tabela C5 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 3,5 m3/h**

| Oxigênio kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (1,0) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 200 | 24,7 | 8,44 | 9,31 | 1,02 | 0,073 | 68,1 |
| 0,524 | 250 | 24,7 | 8,45 | 9,41 | 1,02 | 0,058 | 58,2 |
| 0,524 | 300 | 24,7 | 8,47 | 9,48 | 1,01 | 0,048 | 49,9 |
| 0,524 | 350 | 24,7 | 8,50 | 9,56 | 1,01 | 0,041 | 44,2 |
| 1,084 | 200 | 24,7 | 8,44 | 9,80 | 1,05 | 0,156 | 113,1 |
| 1,084 | 250 | 24,7 | 8,45 | 9,88 | 1,04 | 0,124 | 91,0 |
| 1,084 | 300 | 24,7 | 8,47 | 10,05 | 1,03 | 0,104 | 81,4 |
| 1,084 | 350 | 24,7 | 8,50 | 10,12 | 1,03 | 0,089 | 70,0 |
| 1,693 | 200 | 24,7 | 8,44 | 10,07 | 1,08 | 0,247 | 143,9 |
| 1,693 | 250 | 24,7 | 8,45 | 10,31 | 1,07 | 0,198 | 124,4 |
| 1,693 | 300 | 24,7 | 8,47 | 10,50 | 1,06 | 0,165 | 109,1 |
| 1,693 | 350 | 24,7 | 8,50 | 10,61 | 1,05 | 0,141 | 94,7 |
| 2,334 | 200 | 24,7 | 8,44 | 10,54 | 1,12 | 0,348 | 197,1 |
| 2,334 | 250 | 24,7 | 8,45 | 10,70 | 1,09 | 0,278 | 158,3 |
| 2,334 | 300 | 24,7 | 8,47 | 10,87 | 1,08 | 0,232 | 134,7 |
| 2,334 | 350 | 24,7 | 8,50 | 11,03 | 1,07 | 0,199 | 117,9 |
| 3,025 | 200 | 24,7 | 8,44 | 10,97 | 1,15 | 0,457 | 252,7 |
| 3,025 | 250 | 24,7 | 8,45 | 11,02 | 1,12 | 0,366 | 190,4 |
| 3,025 | 300 | 24,7 | 8,47 | 11,31 | 1,10 | 0,305 | 166,6 |
| 3,025 | 350 | 24,7 | 8,50 | 11,46 | 1,09 | 0,261 | 143,4 |

**Tabela C6 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 4,0 m3/h**

| Oxigênio kg/h | Pressão Kpa | T C | C(0) mg/L | C (1,0) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,524 | 200 | 24,5 | 8,50 | 9,26 | 1,02 | 0,072 | 67,3 |
| 0,524 | 250 | 24,5 | 8,53 | 9,32 | 1,02 | 0,058 | 54,2 |
| 0,524 | 300 | 24,5 | 8,55 | 9,41 | 1,01 | 0,048 | 48,2 |
| 0, 524 | 350 | 24,5 | 8,57 | 9,49 | 1,01 | 0,041 | 43,5 |
| 1,084 | 200 | 24,5 | 8,50 | 9,66 | 1,05 | 0,155 | 108,3 |
| 1,084 | 250 | 24,5 | 8,53 | 9,78 | 1,04 | 0,124 | 89,6 |
| 1,084 | 300 | 24,5 | 8,55 | 9,90 | 1,03 | 0,104 | 78,4 |
| 1,084 | 350 | 24,5 | 8,57 | 10,0 | 1,02 | 0,089 | 69,8 |
| 1,693 | 200 | 24,5 | 8,50 | 9,98 | 1,07 | 0,247 | 145,7 |
| 1,693 | 250 | 24,5 | 8,53 | 10,20 | 1,06 | 0,198 | 125,1 |
| 1,693 | 300 | 24,5 | 8,55 | 10,32 | 1,05 | 0,165 | 106,8 |
| 1,693 | 350 | 24,5 | 8,57 | 10,51 | 1,04 | 0,141 | 97,9 |
| 2,334 | 200 | 24,5 | 8,50 | 10,37 | 1,10 | 0,348 | 194,6 |
| 2,334 | 250 | 24,5 | 8,53 | 10,45 | 1,08 | 0,278 | 150,4 |
| 2,334 | 300 | 24,5 | 8,55 | 10,70 | 1,07 | 0,232 | 134,8 |
| 2,334 | 350 | 24,5 | 8,57 | 10,83 | 1,06 | 0,199 | 117,9 |
| 3,025 | 200 | 24,5 | 8,50 | 10,71 | 1,13 | 0,457 | 243,1 |
| 3,025 | 250 | 24,5 | 8,53 | 10,84 | 1,11 | 0,365 | 189,5 |
| 3,025 | 300 | 24,5 | 8,55 | 10,98 | 1,09 | 0,304 | 158,5 |
| 3,025 | 350 | 24,5 | 8,57 | 11,27 | 1,08 | 0,261 | 145,9 |

**Tabela C7 - Resultados experimentais dos testes com ozônio onde C(0)=0 e vazão de água de 3,0 m3/h**

| Gás kg/h | Pressão Kpa | T C | Cg % | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 200 | 28,0 | 1,07 | 0,93 | 1,03 | 0,073 | 80,0 |
| 0,526 | 250 | 28,0 | 1,15 | 1,01 | 1,02 | 0,059 | 62,6 |
| 0,526 | 300 | 28,0 | 1,27 | 1,26 | 1,02 | 0,049 | 58,1 |
| 0,526 | 350 | 28,0 | 1,30 | 1,38 | 1,01 | 0,042 | 52,7 |
| 1,087 | 200 | 28,0 | 1,30 | 1,69 | 1,06 | 0,157 | 134,5 |
| 1,087 | 250 | 280 | 1,40 | 1,85 | 1,05 | 0,126 | 103,5 |
| 1,087 | 300 | 28,0 | 1,51 | 2,21 | 1,04 | 0,105 | 93,0 |
| 1,087 | 350 | 28,0 | 1,62 | 2,31 | 1,04 | 0,090 | 75,2 |
| 1,693 | 200 | 27,8 | 1,13 | 1,79 | 1,10 | 0,250 | 180,6 |
| 1,693 | 250 | 27,8 | 1,16 | 1,92 | 1,08 | 0,200 | 140,7 |
| 1,693 | 300 | 27,8 | 1,17 | 2,17 | 1,07 | 0,167 | 126,7 |
| 1,693 | 350 | 27,8 | 1,18 | 2,22 | 1,06 | 0,143 | 106,1 |
| 2,342 | 200 | 27,8 | 1,38 | 2,57 | 1,14 | 0,352 | 235,6 |
| 2,342 | 250 | 27,8 | 1,49 | 2,98 | 1,11 | 0,281 | 186,1 |
| 2,342 | 300 | 27,8 | 1,37 | 2,81 | 1,09 | 0,234 | 149,3 |
| 2,342 | 350 | 27,8 | 1,10 | 2,47 | 1,08 | 0,201 | 135,5 |

**Tabela C8 - Resultados experimentais dos testes com ozônio onde C(0)=0 e vazão de água de 3,5 m3/h**

| Gás kg/h | Pressão Kpa | T C | Cg % | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 200 | 28,2 | 1,07 | 0,91 | 1,02 | 0,073 | 90,8 |
| 0,526 | 250 | 28,2 | 1,14 | 0,96 | 1,02 | 0,059 | 69,7 |
| 0,526 | 300 | 28,2 | 1,27 | 1,11 | 1,01 | 0,049 | 59,2 |
| 0,526 | 350 | 28,2 | 1,44 | 1,34 | 1,01 | 0,042 | 53,4 |
| 1,087 | 200 | 28,2 | 1,16 | 1,34 | 1,05 | 0,157 | 135,4 |
| 1,087 | 250 | 28,2 | 1,23 | 1,56 | 1,04 | 0,126 | 114,4 |
| 1,087 | 300 | 28,2 | 1,33 | 1,64 | 1,04 | 0,105 | 89,2 |
| 1,087 | 350 | 28,2 | 1,35 | 1,71 | 1,03 | 0,090 | 76,9 |
| 1,693 | 200 | 28,2 | 1,29 | 1,86 | 1,09 | 0,250 | 185,7 |
| 1,693 | 250 | 28,2 | 1,37 | 2,16 | 1,07 | 0,200 | 153,7 |
| 1,693 | 300 | 28,2 | 1,41 | 2,20 | 1,06 | 0,167 | 120,6 |
| 1,693 | 350 | 28,2 | 1,38 | 2,34 | 1,05 | 0,143 | 109,7 |
| 2,342 | 200 | 28,2 | 1,35 | 2,20 | 1,12 | 0,352 | 228,2 |
| 2,342 | 250 | 28,2 | 1,37 | 2,48 | 1,09 | 0,282 | 189,8 |
| 2,342 | 300 | 28,2 | 1,38 | 2,55 | 1,08 | 0,235 | 152,5 |
| 2,342 | 350 | 28,2 | 1,38 | 2,70 | 1,07 | 0,201 | 133,6 |

**Tabela C9 - Resultados experimentais dos testes com ozônio onde C(0)=0 e vazão de água de 4,0 m3/h**

| Gás kg/h | Pressão Kpa | T C | Cg % | C (12,5) mg/L | S | A m2/s | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 200 | 28,0 | 1,17 | 0,85 | 1,02 | 0,073 | 86,3 |
| 0,526 | 250 | 28,0 | 1,15 | 0,84 | 1,02 | 0,059 | 67,7 |
| 0,526 | 300 | 28,0 | 1,29 | 1,12 | 1,01 | 0,049 | 66,5 |
| 0,526 | 350 | 28,0 | 1,30 | 1,05 | 1,01 | 0,042 | 52,1 |
| 1,087 | 200 | 28,0 | 1,30 | 1,30 | 1,05 | 0,157 | 128,9 |
| 1,087 | 250 | 28,0 | 1,40 | 1,59 | 1,04 | 0,126 | 113,6 |
| 1,087 | 300 | 28,0 | 1,51 | 1,84 | 1,03 | 0,105 | 99,1 |
| 1,087 | 350 | 28,0 | 1,62 | 2,04 | 1,03 | 0,090 | 86,0 |
| 1,693 | 200 | 27,8 | 1,13 | 1,53 | 1,07 | 0,250 | 190,8 |
| 1,693 | 250 | 27,8 | 1,16 | 1,69 | 1,06 | 0,200 | 155,9 |
| 1,693 | 300 | 27,8 | 1,17 | 1,77 | 1,05 | 0,167 | 129,8 |
| 1,693 | 350 | 27,8 | 1,18 | 1,93 | 1,04 | 0,143 | 117,6 |
| 2,342 | 200 | 27,8 | 1,38 | 2,14 | 1,10 | 0,352 | 236,1 |
| 2,342 | 250 | 27,8 | 1,49 | 2,51 | 1,08 | 0,281 | 192,4 |
| 2,342 | 300 | 27,8 | 1,37 | 2,47 | 1,07 | 0,234 | 164,2 |
| 2,342 | 350 | 27,8 | 1,10 | 2,12 | 1,06 | 0,201 | 146,0 |

**Tabela C10 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 3,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0724 | 61,6 | 0,0637 | 0,0618 | 0,000159 | 0,429 | 1,03 | 1,48 | 1,49 |
| 0,0579 | 54,7 | 0,0516 | 0,0504 | 0,000159 | 0,343 | 1,02 | 1,47 | 1,47 |
| 0,0483 | 46,5 | 0,0434 | 0,0425 | 0,000159 | 0,286 | 1,02 | 1,45 | 1,46 |
| 0,0414 | 43,9 | 0,0374 | 0,0368 | 0,000159 | 0,245 | 1,01 | 1,45 | 1,45 |
| 0,1552 | 110,4 | 0,1234 | 0,1164 | 0,000328 | 0,429 | 1,06 | 1,58 | 1,59 |
| 0,1242 | 85,1 | 0,1012 | 0,0965 | 0,000328 | 0,343 | 1,05 | 1,54 | 1,55 |
| 0,1035 | 74,5 | 0,0858 | 0,0824 | 0,000328 | 0,286 | 1,04 | 1,52 | 1,52 |
| 0,0887 | 67,1 | 0,0744 | 0,0718 | 0,000328 | 0,245 | 1,03 | 1,5 | 1,50 |
| 0,2469 | 155,6 | 0,1797 | 0,1656 | 0,000511 | 0,429 | 1,10 | 1,67 | 1,70 |
| 0,1976 | 119,2 | 0,1491 | 0,1392 | 0,000511 | 0,343 | 1,08 | 1,62 | 1,64 |
| 0,1647 | 105,0 | 0,1275 | 0,1201 | 0,000511 | 0,286 | 1,07 | 1,58 | 1,06 |
| 0,1412 | 90,0 | 0,1113 | 0,1056 | 0,000511 | 0,245 | 1,06 | 1,56 | 1,57 |
| 0,3472 | 211,9 | 0,2326 | 0,2098 | 0,000707 | 0,429 | 1,14 | 1,76 | 1,82 |
| 0,2779 | 164,7 | 0,1952 | 0,1787 | 0,000707 | 0,343 | 1,11 | 1,7 | 1,73 |
| 0,2315 | 129,0 | 0,1681 | 0,1557 | 0,000707 | 0,286 | 1,09 | 1,65 | 1,67 |
| 0,1985 | 114,4 | 0,1476 | 0,1379 | 0,000707 | 0,245 | 1,08 | 1,62 | 1,63 |
| 0,4560 | 258,6 | 0,282 | 0,2498 | 0,000916 | 0,429 | 1,18 | 1,86 | 1,94 |
| 0,3649 | 209,6 | 0,2392 | 0,2153 | 0,000916 | 0,343 | 1,14 | 1,78 | 1,83 |
| 0,3041 | 168,8 | 0,2076 | 0,1892 | 0,000916 | 0,286 | 1,12 | 1,72 | 1,76 |
| 0,2606 | 141,8 | 0,1834 | 0,1688 | 0,000916 | 0,245 | 1,10 | 1,68 | 1,71 |

**Tabela C11 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 3,5 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | $\beta$ | $\alpha$ | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0721 | 74,7 | 0,0550 | 0,0535 | 0,000136 | 0,427 | 1,02 | 1,72 | 1,72 |
| 0,0577 | 54,3 | 0,0445 | 0,0435 | 0,000136 | 0,342 | 1,02 | 1,7 | 1,70 |
| 0,0481 | 53,8 | 0,0373 | 0,0367 | 0,000136 | 0,285 | 1,01 | 1,69 | 1,69 |
| 0,0412 | 38,3 | 0,0322 | 0,0317 | 0,000136 | 0,244 | 1,01 | 1,68 | 1,68 |
| 0,1547 | 103,4 | 0,1073 | 0,1020 | 0,000281 | 0,427 | 1,05 | 1,81 | 1,82 |
| 0,1238 | 88,2 | 0,0878 | 0,0842 | 0,000281 | 0,342 | 1,04 | 1,77 | 1,78 |
| 0,1032 | 74,7 | 0,0742 | 0,0716 | 0,000281 | 0,285 | 1,03 | 1,75 | 1,76 |
| 0,0885 | 71,0 | 0,0643 | 0,0624 | 0,000281 | 0,244 | 1,03 | 1,73 | 1,74 |
| 0,2462 | 162,2 | 0,1577 | 0,1466 | 0,000438 | 0,427 | 1,08 | 1,90 | 1,93 |
| 0,1970 | 130,8 | 0,1302 | 0,1226 | 0,000438 | 0,342 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |
| 0,1642 | 104,8 | 0,1110 | 0,1053 | 0,000438 | 0,285 | 1,06 | 1,82 | 1,83 |
| 0,1408 | 89,5 | 0,0967 | 0,0924 | 0,000438 | 0,244 | 1,05 | 1,79 | 1,80 |
| 0,3462 | 194,5 | 0,2057 | 0,1876 | 0,000606 | 0,427 | 1,12 | 2,00 | 2,05 |
| 0,2769 | 161,2 | 0,1716 | 0,1587 | 0,000606 | 0,342 | 1,09 | 1,93 | 1,96 |
| 0,2308 | 153,0 | 0,1473 | 0,1376 | 0,000606 | 0,285 | 1,08 | 1,88 | 1,91 |
| 0,1979 | 118,5 | 0,1290 | 0,1214 | 0,000606 | 0,244 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |
| 0,4546 | 258,2 | 0,2513 | 0,2252 | 0,000785 | 0,427 | 1,15 | 2,10 | 2,17 |
| 0,3637 | 203,2 | 0,2117 | 0,1926 | 0,000785 | 0,342 | 1,12 | 2,01 | 2,06 |
| 0,3032 | 172,0 | 0,1829 | 0,1684 | 0,000785 | 0,285 | 1,10 | 1,95 | 1,99 |
| 0,2600 | 138,9 | 0,1610 | 0,1496 | 0,000785 | 0,244 | 1,09 | 1,91 | 1,94 |

**Tabela C12 - Resultados experimentais de testes com ar para uma vazão de água de 4,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0723 | 72,2 | 0,0485 | 0,0474 | 0,000119 | 0,428 | 1,02 | 1,95 | 1,95 |
| 0,0578 | 57,0 | 0,0392 | 0,0384 | 0,000119 | 0,343 | 1,02 | 1,93 | 1,93 |
| 0,0482 | 47,9 | 0,0329 | 0,0324 | 0,000119 | 0,286 | 1,01 | 1,92 | 1,92 |
| 0,0413 | 47,5 | 0,0283 | 0,0279 | 0,000119 | 0,245 | 1,01 | 1,91 | 1,91 |
| 0,1550 | 120,1 | 0,0954 | 0,0911 | 0,000246 | 0,428 | 1,05 | 2,04 | 2,05 |
| 0,1240 | 96,6 | 0,0778 | 0,0749 | 0,000246 | 0,343 | 1,04 | 2,01 | 2,01 |
| 0,1034 | 79,7 | 0,0657 | 0,0636 | 0,000246 | 0,286 | 1,03 | 1,98 | 1,99 |
| 0,0886 | 71,8 | 0,0568 | 0,0553 | 0,000246 | 0,245 | 1,03 | 1,97 | 1,97 |
| 0,2467 | 165,6 | 0,1410 | 0,1320 | 0,000383 | 0,428 | 1,07 | 2,14 | 2,16 |
| 0,1973 | 130,4 | 0,1161 | 0,1099 | 0,000383 | 0,343 | 1,06 | 2,09 | 2,10 |
| 0,1645 | 111,3 | 0,0987 | 0,0941 | 0,000383 | 0,286 | 1,05 | 2,05 | 2,06 |
| 0,1410 | 98,5 | 0,0858 | 0,0823 | 0,000383 | 0,245 | 1,04 | 2,02 | 2,03 |
| 0,3468 | 205,0 | 0,1850 | 0,1701 | 0,000530 | 0,428 | 1,10 | 2,24 | 2,28 |
| 0,2775 | 162,0 | 0,1537 | 0,1432 | 0,000530 | 0,343 | 1,08 | 2,17 | 2,19 |
| 0,2313 | 141,4 | 0,1315 | 0,1237 | 0,000530 | 0,286 | 1,07 | 2,12 | 2,14 |
| 0,1983 | 116,5 | 0,1149 | 0,1088 | 0,000530 | 0,245 | 1,06 | 2,08 | 2,10 |
| 0,4555 | 268,7 | 0,2274 | 0,2056 | 0,000687 | 0,428 | 1,13 | 2,34 | 2,40 |
| 0,3644 | 205,6 | 0,1906 | 0,1749 | 0,000687 | 0,343 | 1,11 | 2,25 | 2,29 |
| 0,3038 | 175,5 | 0,1641 | 0,1522 | 0,000687 | 0,286 | 1,09 | 2,19 | 2,22 |
| 0,2604 | 144,1 | 0,144 | 0,1347 | 0,000687 | 0,245 | 1,08 | 2,15 | 2,17 |

**Tabela C13 - Resultados experimentais de testes com oxigênio para uma vazão de água de 3,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0725 | 58,4 | 0,0636 | 0,0616 | 0,000175 | 0,387 | 1,03 | 1,48 | 1,49 |
| 0,0580 | 53,6 | 0,0515 | 0,0502 | 0,000175 | 0,310 | 1,02 | 1,47 | 1,47 |
| 0,0484 | 47,0 | 0,0433 | 0,0424 | 0,000175 | 0,258 | 1,02 | 1,45 | 1,46 |
| 0,0415 | 44,0 | 0,0373 | 0,0367 | 0,000175 | 0,221 | 1,01 | 1,45 | 1,45 |
| 0,1556 | 107,8 | 0,1231 | 0,1162 | 0,000362 | 0,387 | 1,06 | 1,58 | 1,59 |
| 0,1245 | 85,0 | 0,1010 | 0,0963 | 0,000362 | 0,310 | 1,05 | 1,54 | 1,55 |
| 0,1037 | 74,0 | 0,0856 | 0,0822 | 0,000362 | 0,258 | 1,04 | 1,52 | 1,52 |
| 0,0889 | 66,0 | 0,0743 | 0,0717 | 0,000362 | 0,221 | 1,04 | 1,50 | 1,50 |
| 0,2476 | 155,3 | 0,1793 | 0,1653 | 0,000564 | 0,387 | 1,10 | 1,67 | 1,70 |
| 0,1981 | 118,2 | 0,1488 | 0,1389 | 0,000564 | 0,310 | 1,08 | 1,62 | 1,64 |
| 0,1650 | 102,6 | 0,1272 | 0,1198 | 0,000564 | 0,258 | 1,07 | 1,58 | 1,60 |
| 0,1415 | 85,7 | 0,1110 | 0,1054 | 0,000564 | 0,221 | 1,06 | 1,56 | 1,57 |
| 0,3481 | 203,3 | 0,2321 | 0,2095 | 0,000780 | 0,387 | 1,14 | 1,76 | 1,81 |
| 0,2785 | 158,3 | 0,1948 | 0,1784 | 0,000780 | 0,310 | 1,11 | 1,70 | 1,73 |
| 0,2321 | 129,1 | 0,1677 | 0,1554 | 0,000780 | 0,258 | 1,09 | 1,65 | 1,67 |
| 0,1989 | 113,2 | 0,1473 | 0,1376 | 0,000780 | 0,221 | 1,08 | 1,62 | 1,63 |
| 0,4572 | 248,3 | 0,2816 | 0,2495 | 0,001011 | 0,387 | 1,17 | 1,86 | 1,94 |
| 0,3657 | 190,8 | 0,2387 | 0,2149 | 0,001011 | 0,310 | 1,14 | 1,77 | 1,83 |
| 0,3048 | 162,2 | 0,2072 | 0,1888 | 0,001011 | 0,258 | 1,12 | 1,72 | 1,76 |
| 0,2612 | 133,3 | 0,1830 | 0,1684 | 0,001011 | 0,221 | 1,10 | 1,68 | 1,70 |

**Tabela C14 - Resultados experimentais de testes com oxigênio para uma vazão de água de 3,5 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0725 | 68,1 | 0,0550 | 0,0535 | 0,000150 | 0,387 | 1,03 | 1,72 | 1,72 |
| 0,0580 | 58,2 | 0,0445 | 0,0435 | 0,000150 | 0,310 | 1,02 | 1,70 | 1,70 |
| 0,0483 | 49,9 | 0,0373 | 0,0367 | 0,000150 | 0,258 | 1,02 | 1,69 | 1,69 |
| 0,0414 | 44,2 | 0,0322 | 0,0317 | 0,000150 | 0,221 | 1,01 | 1,68 | 1,68 |
| 0,1555 | 113,1 | 0,1074 | 0,1021 | 0,000311 | 0,387 | 1,06 | 1,81 | 1,82 |
| 0,1244 | 91,0 | 0,0878 | 0,0842 | 0,000311 | 0,310 | 1,00 | 1,77 | 1,78 |
| 0,1037 | 81,4 | 0,0742 | 0,0716 | 0,000311 | 0,258 | 1,04 | 1,75 | 1,76 |
| 0,0889 | 70,0 | 0,0643 | 0,0624 | 0,000311 | 0,221 | 1,03 | 1,73 | 1,74 |
| 0,2475 | 143,9 | 0,1577 | 0,1467 | 0,000483 | 0,387 | 1,09 | 1,90 | 1,93 |
| 0,1980 | 124,4 | 0,1303 | 0,1226 | 0,000483 | 0,310 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |
| 0,1650 | 109,1 | 0,1110 | 0,1053 | 0,000483 | 0,258 | 1,06 | 1,82 | 1,83 |
| 0,1414 | 94,7 | 0,0967 | 0,0923 | 0,000483 | 0,221 | 1,05 | 1,79 | 1,80 |
| 0,3480 | 197,1 | 0,2057 | 0,1876 | 0,000669 | 0,387 | 1,12 | 2,00 | 2,05 |
| 0,2784 | 158,3 | 0,1717 | 0,1587 | 0,000669 | 0,310 | 1,09 | 1,93 | 1,96 |
| 0,2320 | 134,7 | 0,1473 | 0,1376 | 0,000669 | 0,258 | 1,08 | 1,88 | 1,91 |
| 0,1988 | 117,9 | 0,1289 | 0,1214 | 0,000669 | 0,221 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |
| 0,4570 | 252,7 | 0,2514 | 0,2252 | 0,000867 | 0,387 | 1,15 | 2,10 | 2,17 |
| 0,3656 | 190,4 | 0,2118 | 0,1927 | 0,000867 | 0,310 | 1,12 | 2,01 | 2,06 |
| 0,3047 | 166,6 | 0,1829 | 0,1684 | 0,000867 | 0,258 | 1,10 | 1,95 | 1,99 |
| 0,2611 | 143,4 | 0,1610 | 0,1495 | 0,000867 | 0,221 | 1,09 | 1,91 | 1,94 |

**Tabela C15 - Resultados experimentais de testes com oxigênio para uma vazão de água de 4,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | $\beta$ | $\alpha$ | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0725 | 67,3 | 0,0484 | 0,0473 | 0,000131 | 0,387 | 1,02 | 1,95 | 1,95 |
| 0,0580 | 54,2 | 0,0391 | 0,0384 | 0,000131 | 0,31 | 1,02 | 1,93 | 1,93 |
| 0,0483 | 48,2 | 0,0328 | 0,0323 | 0,000131 | 0,258 | 1,01 | 1,92 | 1,92 |
| 0,0414 | 43,5 | 0,0282 | 0,0279 | 0,000131 | 0,221 | 1,01 | 1,91 | 1,91 |
| 0,1554 | 108,3 | 0,0952 | 0,0910 | 0,000272 | 0,387 | 1,05 | 2,04 | 2,05 |
| 0,1243 | 89,6 | 0,0776 | 0,0748 | 0,000272 | 0,31 | 1,04 | 2,01 | 2,01 |
| 0,1036 | 78,4 | 0,0655 | 0,0635 | 0,000272 | 0,258 | 1,03 | 1,98 | 1,99 |
| 0,0888 | 69,8 | 0,0567 | 0,0552 | 0,000272 | 0,221 | 1,04 | 1,97 | 1,97 |
| 0,2473 | 145,7 | 0,1407 | 0,1318 | 0,000423 | 0,387 | 1,08 | 2,14 | 2,16 |
| 0,1979 | 125,1 | 0,1158 | 0,1097 | 0,000423 | 0,300 | 1,06 | 2,09 | 2,10 |
| 0,1649 | 106,8 | 0,0984 | 0,0939 | 0,000423 | 0,258 | 1,05 | 2,05 | 2,06 |
| 0,1413 | 97,9 | 0,0856 | 0,0821 | 0,000423 | 0,221 | 1,04 | 2,02 | 2,03 |
| 0,3477 | 194,6 | 0,1847 | 0,1698 | 0,000585 | 0,387 | 1,11 | 2,24 | 2,28 |
| 0,2782 | 150,4 | 0,1534 | 0,1429 | 0,000585 | 0,310 | 1,08 | 2,17 | 2,19 |
| 0,2318 | 134,8 | 0,1312 | 0,1234 | 0,000585 | 0,258 | 1,07 | 2,12 | 2,14 |
| 0,1987 | 117,9 | 0,1146 | 0,1086 | 0,000585 | 0,221 | 1,06 | 2,08 | 2,10 |
| 0,4567 | 243,1 | 0,2270 | 0,2053 | 0,000758 | 0,387 | 1,14 | 2,34 | 2,40 |
| 0,3654 | 189,5 | 0,1902 | 0,1746 | 0,000758 | 0,310 | 1,11 | 2,25 | 2,29 |
| 0,3045 | 158,5 | 0,1637 | 0,1519 | 0,000758 | 0,258 | 1,09 | 2,19 | 2,22 |
| 0,2610 | 145,9 | 0,1437 | 0,1344 | 0,000758 | 0,221 | 1,08 | 2,15 | 2,17 |

**Tabela C16 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 3,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0733 | 80,0 | 0,064 | 0,062 | 0,000175 | 0,391 | 1,03 | 1,49 | 1,49 |
| 0,0587 | 62,6 | 0,052 | 0,051 | 0,000175 | 0,313 | 1,03 | 1,47 | 1,47 |
| 0,0489 | 58,1 | 0,044 | 0,043 | 0,000175 | 0,261 | 1,02 | 1,46 | 1,46 |
| 0,0419 | 52,7 | 0,038 | 0,037 | 0,000175 | 0,224 | 1,02 | 1,45 | 1,45 |
| 0,1572 | 134,5 | 0,124 | 0,117 | 0,000362 | 0,391 | 1,07 | 1,58 | 1,59 |
| 0,1258 | 103,5 | 0,102 | 0,097 | 0,000362 | 0,313 | 1,06 | 1,54 | 1,55 |
| 0,1048 | 93,0 | 0,086 | 0,083 | 0,000362 | 0,261 | 1,05 | 1,52 | 1,52 |
| 0,0898 | 75,2 | 0,075 | 0,072 | 0,000362 | 0,224 | 1,04 | 1,50 | 1,51 |
| 0,2501 | 180,6 | 0,181 | 0,167 | 0,000564 | 0,391 | 1,10 | 1,67 | 1,07 |
| 0,2001 | 140,7 | 0,150 | 0,140 | 0,000564 | 0,313 | 1,08 | 1,62 | 1,64 |
| 0,1667 | 126,7 | 0,128 | 0,121 | 0,000564 | 0,261 | 1,07 | 1,58 | 1,60 |
| 0,1429 | 106,1 | 0,112 | 0,106 | 0,000564 | 0,224 | 1,06 | 1,56 | 1,57 |
| 0,3516 | 235,6 | 0,234 | 0,211 | 0,000780 | 0,391 | 1,14 | 1,77 | 1,82 |
| 0,2813 | 186,1 | 0,196 | 0,180 | 0,000780 | 0,313 | 1,12 | 1,70 | 1,73 |
| 0,2344 | 149,3 | 0,169 | 0,157 | 0,000780 | 0,261 | 1,10 | 1,65 | 1,68 |
| 0,2009 | 135,5 | 0,149 | 0,139 | 0,000780 | 0,224 | 1,08 | 1,62 | 1,64 |

**Tabela C17 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 3,5 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | β | α | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0734 | 90,8 | 0,056 | 0,054 | 0,000150 | 0,392 | 1,03 | 1,72 | 1,72 |
| 0,0587 | 69,7 | 0,045 | 0,044 | 0,000150 | 0,313 | 1,02 | 1,70 | 1,70 |
| 0,0489 | 59,2 | 0,038 | 0,037 | 0,000150 | 0,261 | 1,02 | 1,69 | 1,69 |
| 0,0419 | 53,4 | 0,033 | 0,032 | 0,000150 | 0,224 | 1,02 | 1,68 | 1,68 |
| 0,1573 | 135,4 | 0,108 | 0,103 | 0,000311 | 0,392 | 1,06 | 1,81 | 1,82 |
| 0,1259 | 114,4 | 0,089 | 0,085 | 0,000311 | 0,313 | 1,05 | 1,78 | 1,78 |
| 0,1049 | 89,2 | 0,075 | 0,072 | 0,000311 | 0,261 | 1,04 | 1,75 | 1,76 |
| 0,0899 | 76,9 | 0,065 | 0,063 | 0,000311 | 0,224 | 1,03 | 1,73 | 1,74 |
| 0,2504 | 185,7 | 0,159 | 0,148 | 0,000483 | 0,392 | 1,09 | 1,91 | 1,93 |
| 0,2003 | 153,7 | 0,132 | 0,124 | 0,000483 | 0,313 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |
| 0,1669 | 120,6 | 0,112 | 0,106 | 0,000483 | 0,261 | 1,06 | 1,82 | 1,83 |
| 0,1431 | 109,7 | 0,098 | 0,093 | 0,000483 | 0,224 | 1,05 | 1,79 | 1,80 |
| 0,3521 | 228,2 | 0,208 | 0,189 | 0,000669 | 0,392 | 1,12 | 2,00 | 2,05 |
| 0,2817 | 189,8 | 0,173 | 0,160 | 0,000669 | 0,313 | 1,10 | 1,93 | 1,97 |
| 0,2347 | 152,5 | 0,149 | 0,139 | 0,000669 | 0,261 | 1,08 | 1,89 | 1,91 |
| 0,2012 | 133,6 | 0,130 | 0,123 | 0,000669 | 0,224 | 1,07 | 1,85 | 1,87 |

**Tabela C18 - Resultados experimentais de testes com ozônio para uma vazão de água de 4,0 m3/h**

| A m2/s | Kla $h^{-1}$ | $\beta$ | $\alpha$ | x | $v_G$ m3/ Kg | S | $U_L$ m/s | $U_H$ m/s |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,0733 | 86,3 | 0,049 | 0,048 | 0,000131 | 0,391 | 1,03 | 1,95 | 1,95 |
| 0,0587 | 67,7 | 0,040 | 0,039 | 0,000131 | 0,313 | 1,02 | 1,93 | 1,93 |
| 0,0489 | 66,5 | 0,033 | 0,033 | 0,000131 | 0,261 | 1,02 | 1,92 | 1,92 |
| 0,0419 | 52,1 | 0,029 | 0,028 | 0,000131 | 0,224 | 1,01 | 1,91 | 1,91 |
| 0,1572 | 128,9 | 0,096 | 0,092 | 0,000272 | 0,391 | 1,05 | 2,05 | 2,05 |
| 0,1258 | 113,6 | 0,078 | 0,076 | 0,000272 | 0,313 | 1,04 | 2,01 | 2,02 |
| 0,1048 | 99,1 | 0,066 | 0,064 | 0,000272 | 0,261 | 1,03 | 1,98 | 1,99 |
| 0,0898 | 86,0 | 0,057 | 0,056 | 0,000272 | 0,224 | 1,03 | 1,97 | 1,97 |
| 0,2501 | 190,8 | 0,142 | 0,133 | 0,000423 | 0,391 | 1,08 | 2,14 | 2,16 |
| 0,2001 | 155,9 | 0,117 | 0,111 | 0,000423 | 0,313 | 1,06 | 2,09 | 2,10 |
| 0,1667 | 129,8 | 0,099 | 0,095 | 0,000423 | 0,261 | 1,05 | 2,05 | 2,06 |
| 0,1429 | 117,6 | 0,086 | 0,083 | 0,000423 | 0,224 | 1,05 | 2,03 | 2,03 |
| 0,3516 | 236,1 | 0,186 | 0,171 | 0,000585 | 0,391 | 1,11 | 2,24 | 2,28 |
| 0,2813 | 192,4 | 0,155 | 0,144 | 0,000585 | 0,313 | 1,09 | 2,17 | 2,20 |
| 0,2344 | 164,2 | 0,132 | 0,125 | 0,000585 | 0,261 | 1,07 | 2,12 | 2,14 |
| 0,2009 | 146,0 | 0,116 | 0,110 | 0,000585 | 0,224 | 1,06 | 2,09 | 2,10 |

# Anexo D - Resultados experimentais de transferência de massa num escoamento bifásico de líquido e gás utilizando-se um misturador supersônico do tipo Venturi .

**Introdução :**

O objetivo deste trabalho é de medir-se a transferência de massa entre a fase gás e a fase líquida num escoamento bifásico de água e gás utilizando-se um Venturi como misturador das fases. As experiências foram realizadas com misturas de ar, o oxigênio e ozônio em água escoando através do misturador Venturi. Injetando gás a montante do Venturi, através de um orifício, gerando um escoamento do tipo borbulhante, mediu-se a quantidade de gás dissolvido a montante e a jusante do Venturi e avaliou-se o fluxo de massa entre as fases. Outros parâmetros como pressão , vazão de gás e líquido , temperatura, foram medidos para avaliar-se o tipo de escoamento e a eficiência na transferência de massa . O escoamento do tipo borbulhante foi observado através de tubos em acrílico transparente. Um total de 168 testes foram selecionados.

**Procedimento experimental :**

Neste trabalho experimental utilizaram-se vazões de gás e líquido compatíveis com condições de escoamento em escala real e idênticas às no anexo B e anexo C. A figura D1 mostra um desenho esquemático do aparato experimental, que consiste de um sistema de injeção de gás a montante do Venturi, um Venturi e um trecho reto após o Venturi onde é medido o gás dissolvido na água. Utilizou-se o mesmo Venturi avaliado no anexo B, com diâmetro maior de 27,8 mm, menor de 7,0 mm, com um ângulo no convergente de 21 graus e 11 graus no divergente, operando agora como misturador. Após o misturador Venturi tem-se um reator tubular com diâmetro de 27,8 mm, o mesmo que o utilizado no anexo C. Mediu-se a concentração de gás na entrada do misturador e a uma distância de 1 m após o divergente do Venturi. Optou-se por não medir a concentração de gás ao longo do divergente e na saída do Venturi por duas razões. A primeira por não ser o objetivo de estudo deste trabalho avaliar-se especificamente o Venturi, mas sim os efeitos provocados por ele, a segunda é a necessidade de avaliar-se a transferência de massa em uma geometria idêntica à do anexo C, ou seja ao sistema tradicional de reator tubular. Como o objetivo final é comparar-se os resultados do sistema de transferência tradicional com este novo sistema, utilizando-se um misturador Venturi supersônico , teve-se o cuidado de ter-se a mesma geometria no trecho avaliado. Todas as variáveis tais como, a vazão de água, a vazão volumétrica de gás e as

pressões de testes, são idênticas às utilizadas nos testes de avaliação do escoamento supersônico, anexo B, que por sua vez são idênticas às utilizadas na avaliação da transferência de massa num sistema tradicional, anexo C, podendo-se assim comparar os resultados obtidos. O sistema de injeção de gás é idêntico ao utilizado no anexo C, onde foi avaliado a transferência de massa sem misturador supersônico. A distância entre a injeção de gás e a restrição do Venturi é de 0,25 metros.

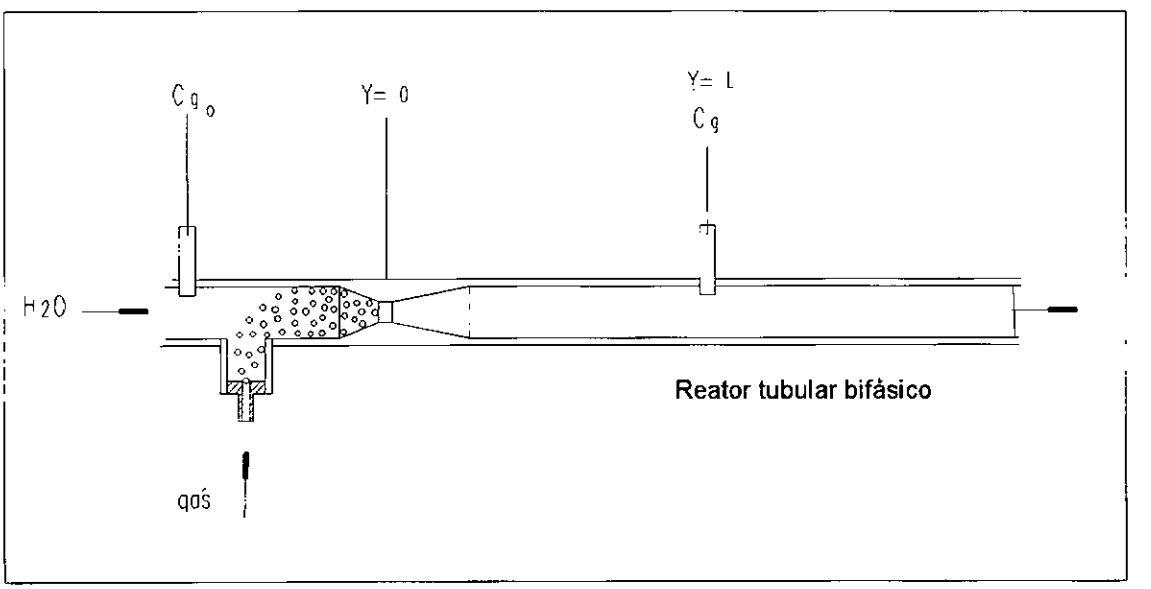


**Figura D 1 - Desenho esquemático do sistema com misturador supersônico**

Na medida de vazão de água utilizou-se uma placa de orifício do tipo Corner Taps construída segundo as normas ISO com uma incerteza estimada no coeficiente de descarga de 2 %. Os testes foram realizados para as vazões de água de 3,0, 3,5 e 4,0 m3/h, estimando-se uma incerteza na medida de vazão de água de 2,9 %, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de vazão de gás nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se um fluxômetro Brooks previamente calibrado contra um padrão rastreado pelo laboratório de vazão do IPT-S.P. referência nacional. Estimou-se uma incerteza 2,7 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de vazão de gás nos testes com ozônio em oxigênio, utilizou-se uma placa de orifício previamente calibrado contra um padrão rastreado pelo laboratório de vazão do IPT-SP . Estimou-se uma incerteza de 2,6 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de pressão na entrada do Venturi utilizou-se um medidor do tipo Bourdon com fundo de escala de 1000 kPascal. Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 20 kPa nesta medida.

Na medida de pressão na saída do Venturi utilizou-se um medidor do tipo Bourdon, com fundo de escala de 700 kPa . Conforme avaliado no anexo E, estimou-se a incerteza de 7 kPa nesta medida.

Na medida de oxigênio dissolvido nos testes com ar, utilizou-se um medidor portátil, marca ATI ORION modelo 810 , com fundo de escala de 20 mg/L e menor divisão de 0,01 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,2 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de oxigênio dissolvido nos testes com oxigênio, utilizou-se um medidor portátil, marca SCHOTT GERÄTE modelo CG 867 , com fundo de escala de 99,9 mg/L e menor divisão de 0,1 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,51 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de ozônio dissolvido na água utilizou-se um analisador, fabricado pela Orbisphere Laboratories, Switzerland, modelo 26506, com fundo de escala de 10 mg/L e menor divisão de 0,01 mg/L. Estimou-se uma incerteza de 0,10 mg/L nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de ozônio na fase gás , utilizou-se um analisador, Fabricado pela PCI Ozone & Control System , USA, modelo HC, com fundo de escala de 10 % de ozônio em oxigênio, e menor divisão de 0,001 %. Estimou-se uma incerteza de 0,01 % nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de temperatura da mistura, nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se o medidor portátil ATI ORION modelo 810, o mesmo utilizado na medida de oxigênio dissolvido com função simultânea para a medida de temperatura. Estimou-se uma incerteza de 0,5 C nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de temperatura da mistura, nos testes com ozônio, utilizou-se o medidor de mercúrio. Estimou-se uma incerteza de 0,6 C nesta medida, conforme avaliado no anexo E.

Na medida de solubilidade do gás em água utilizou-se o procedimento utilizado no anexo A , a partir dos dados experimentais de temperatura da água, pressão do gás e da concentração do oxigênio na fase gás, 21 % para o caso do ar e 99,9 % para o caso do oxigênio "puro". As incerteza destas medidas são citadas pela maioria dos autores em valores inferiores a 10 % levando-se em conta os erros na constante de Henry, medidas de temperatura, pressão e percentual de soluto na fase

gás. O anexo A mostra um resultado comparativo entre os valores obtidos pelas relações encontradas na literatura e valores medidos experimentalmente com água potável utilizada no nosso experimento. Conforme anexo A, a incerteza na medida de solubilidade é 2,6 % para o caso do ar, 2,0 % para o caso do oxigênio puro e de 7,8 % para o caso do ozônio.

Para avaliar o coeficiente global de transferência de massa entre gás líquido, é necessário determinar-se algumas relações de balanço de massa. Conforme avaliado no trabalho de tese, pode-se escrever que o fluxo de massa convectivo ($Q_M$) entre a fase gás e a fase liquida pode ser definida como,

$$Q_M = Kla\,(C^* - C_g) \qquad (d_1)$$

onde : ($C_g$) é a concentração do gás no líquido , ($C^*$) a solubilidade média do gás no líquido e (Kla) o coeficiente global de transferencia de massa. O fluxo de massa é por unidade de tempo e por unidade de volume de líquido, a concentração de gás no líquido em unidades de massa de gás por unidade de volume de líquido e o coeficiente global de transferência de massa em unidades de tempo elevado a menos um. Considerando-se que a água escoa uniformemente e em regime permanente no duto após o misturador Venturi, onde predomina a transferência de massa convectiva, que a única variação na concentração de gás no líquido é na direção do escoamento, e que não existe consumo de gás por parte do líquido ou reação química, pode-se determinar, a partir da equação da continuidade, que o fluxo de massa transferido para a água é

$$Q_M = u_L \; (dC_g / dy) \qquad (d_2)$$

onde ($dC_g$ / dy) é a variação da concentração do gás no líquido ao longo do escoamento, direção (y) e ($u_L$ ) é velocidade do líquido avaliada no tubo. Igualando-se as equações ($d_1$) e ($d_2$) e resolvendo para as condições iniciais de (y=0), ($C_g$=$C_o$) obtém-se,

$$Kla = - u_L / y \quad Ln\,[\,(C^* - C_g) / (C^* - C_0)\,] \qquad (d_3)$$

Verifica-se experimentalmente que a mistura bifásica é bem misturada na saída do Venturi, e no trecho subsequente onde avalia-se a transferência de massa.

Considera-se então que o escoamento é uniforme e bem misturado, assumindo-se então que a razão de escorregamento entre as fase é igual á unidade (S=1). Considera-se então que as velocidades da fase gás e fase líquida são idênticas, obtendo-se a velocidade na fase liquida através da relação :

$$u_L = (Q_g + Q_L) / A_t \qquad (d_4)$$

A partir do procedimento utilizado no anexo E, com a determinação da incerteza do volume específico do gás no reator (equação $e_8$), 2,8 %, da incerteza na medida da vazão mássica de gás 2,7 %, da vazão de líquido 2,9 % e desprezando a incerteza na seção de escoamento, estima-se que a incerteza da medida de velocidade do líquido e do gás no reator é de fração de vazios de 4,9 %

A incerteza do coeficiente global de transferência de massa, (Kla), é função das relações ($d_1$) e ($d_2$). A incerteza na medida de oxigênio dissolvido no caso dos testes com ar, foi estimada no Anexo E, em 0,2 mg/L ou 1,4 % avaliado nos valores médios medidos. A incerteza na medida de oxigênio dissolvido no caso dos testes com oxigênio, foi estimada no Anexo E, em 0,51 mg/L ou 1,03 % avaliado nos valores médios medidos. A incerteza na medida de ozônio dissolvido no caso dos testes com ozônio, foi estimada no Anexo E, em 0,10 mg/L ou 3,3 % avaliado em valores médios medidos. Considerando-se estas incertezas, mais a incerteza no cálculo da solubilidade do gás, 2,6 % para o caso do ar, 2,0 % para o oxigênio puro e 7,8 % para o caso do ozônio, mais a incerteza na velocidade do líquido e desprezando-se a variação da concentração na fase gás ao longo do trecho avaliado, estima-se, conforme procedimento mostrado no Anexo E (equação $e_{24}$) , que a incerteza no coeficiente global de transferência de massa é 5,7 % para o caso do ar, 5,4 % para o caso do oxigênio e 9,8 % para o caso do ozônio.

As incertezas estimadas foram avaliadas para um grau de confiabilidade de 95,4 % dos casos.

**Resultados experimentais :**

O coeficiente de transferência de massa foi avaliado com mistura de ar, oxigênio e ozônio em água. Foram realizadas experiências para três diferentes vazões de água , 3,0, 3,5 e 4,0 m3/h, para quatro diferentes pressões na saída do Venturi, 200 , 250,300 e 300 kPa (absoluta), para cinco diferentes vazões de ar e de oxigênio e para quatro diferentes vazões de ozônio. Os valores escolhidos são idênticos aos utilizados na avaliação do Venturi, anexo B e na avaliação do coeficiente de transferência de massa no reator sem Venturi, anexo C. O gás foi injetado através

de um orifício a montante do Venturi. A montante e a jusante do Venturi foram montados trechos retos em acrílico, podendo-se visualizar o tipo de escoamento. Observou-se que o escoamento é do tipo borbulhante em todas as experiências realizadas. Selecionou-se um total de 168 experiências.

As tabelas seguintes, D1,D2, e D3 mostram os resultados experimentais obtidos com ar, as tabelas D4, D5 e D6 os resultados obtidos com oxigênio e as tabelas D7, D8 e D9 os resultados obtidos com ozônio.

Nas tabelas D1, D2, D3, D4, D5 e D6 tem-se na primeira coluna, a coluna da esquerda, a vazão mássica de gás, na da segunda os valores medidos da pressão do escoamento na entrada do Venturi, na terceira coluna os valores medidos da pressão na restrição do Venturi, diâmetro menor, na quarta coluna tem-se a pressão na saída do Venturi , na quinta coluna tem-se a temperatura da mistura medida após o Venturi, na sexta coluna tem-se a concentração do oxigênio na água na entrada do Venturi em miligramas de oxigênio por litro de água , na sétima coluna tem-se os valores de concentração do oxigênio dissolvido, medidos a uma distância de um m após o Venturi, em miligramas de oxigênio por litro de água, na oitava coluna tem-se o valor do número de Mach avaliado na entrada do divergente do Venturi, conforme mostrado no anexo B e no texto principal desta tese. Alguns valores do número de Mach na entrada do divergente do Venturi não foram determinados, devido ao modelo de Henry não ser válido para essas situações. Na penúltima coluna, a nona coluna, tem-se os valores medidos da derivada da pressão na direção do escoamento, na entrada do divergente do Venturi. Na última coluna, a coluna da direita, tem-se os valores calculados do coeficiente global de transferência de massa, avaliado no trecho de um m após o Venturi, utilizando-se a relação, $D_3$ , onde Y=1,0 m, $u_L$ é a velocidade do líquido, $C^*$ a solubilidade do gás na água, $C_0$ a concentração do gás na água na entrada do Venturi e ,$C_G$ a concentração do gás na água 1 m após a restrição do Venturi.

Nas tabelas D7, D8 e D9, que mostram os resultados obtidos com ozônio, diferem das anteriores na sexta coluna a partir da esquerda, onde mostra as medidas da concentração de ozônio na fase gás ( ozônio em oxigênio). A concentração de ozônio dissolvido na água na entrada do Venturi é nula, C(0)=0. As outras colunas da tabela apresentam os resultados das mesmas variáveis que as tabelas anteriores.

Os resultados da tabela D1 foram obtidos para a vazão de água de 3,0 m3/h. Comparando-se as quatro primeiras linhas da tabela, tem-se uma vazão de ar constante em 0,476 kg/h e variou-se a pressão (absoluta) na saída do Venturi entre 200 kPa e 350 kPa. A concentração na entrada do Venturi variou entre 8,02 e 8,13 mg/L e a concentração a 1,0 m após o Venturi sofreu uma pequena variação, entre 10,67 e 11,18 mg/L. Pode-se observar que para esta vazão de ar não houve um aumento significativo na transferência de massa com o aumento da pressão na saída do Venturi. Para vazões de gás superiores, 2,750 kg/h de ar, pode-se observar que existe um aumento de fluxo de massa com o aumento de pressão após o Venturi.

Comparando-se a $17^a$ linha com a $20^a$ observa-se este aumento, de 14,41 mg/L para 18,75 mg/L. Verifica-se que o coeficiente global de transferência de massa diminui com o aumento da pressão na saída do Venturi. Comparando-se por exemplo a $9^a$ linha com a $12^a$ verifica-se uma diminuição no, Kla , de 8341 para 2597 $h^{-1}$ , quando a pressão é variada de 200 para 350 kPa. Os valores do número de Mach e da derivada da pressão na direção do escoamento avaliada na entrada do divergente também diminuem com o aumento da pressão na saída do Venturi. Verifica-se que o Kla aumenta com o aumento do número de Mach, por exemplo para uma vazão de gás de 2,121 kg/h e pressão na saída do Venturi de 350 kPa, tem-se o número de Mach de 0,75 e um Kla de 3367 $h^{-1}$ , já para a pressão na saída do Venturi de 200 kPa, tem-se o número de Mach de 1,27 e um Kla de 7413 $h^{-1}$ . Com o aumento da vazão de gás, obtém-se um aumento da área interfacial, incrementando o coeficiente global de transferência de massa da fase gás para a água, por exemplo, comparando-se a $1^a$ linha com a $17^a$ tem-se para a mesma pressão na saída do Venturi, 200 kPa, um aumento do coeficiente Kla de 2444 $h^{-1}$ , para 9946 $h^{-1}$ , para o aumento de vazão de ar de 0,476 kg/h para 2,750 kg/h.

A tabela D2 mostra os resultados obtidos para uma vazão de água de 3,5 m3/h. As vazões de ar e pressões na saída do Venturi são idênticas à utilizadas nas experiências com vazão de 3,0 m3/h. Os resultados foram idênticos aos da tabela D1, confirmando-se que com o aumento da vazão de gás, obtém-se um aumento no coeficiente de transferencia de massa, Kla, para a mesma pressão na saída do Venturi. Com aumento do número de Mach, obtém-se um aumento no Kla. Nestes resultados, com vazão de 3,5 m3/h de água, verifica-se um aumento no número de Mach e uma diminuição na derivada da pressão na direção do escoamento, na entrada do divergente, em relação aos resultados obtidos para a vazão de 3,0 m3/h.

A tabela D3 mostra os resultados obtidos para uma vazão de água de 4,0 m3/h. As vazões de ar e pressões na saída do Venturi são idênticas à utilizadas nas experiências com vazão de 3,0 m3/h. Os resultados foram idênticos aos da tabela D1 e D2, confirmando-se que com o aumento da vazão de gás, obtém-se um aumento no coeficiente de transferência de massa, Kla, para a mesma pressão na saída do Venturi. Também nestes resultados, com vazão de 4,0 m3/h de água, verifica-se um aumento no número de Mach e uma diminuição na derivada da pressão na direção do escoamento, na entrada do divergente, em relação aos resultados obtidos para a vazão de 3,0 m3/h e 3,5 m3/h de água. Por exemplo comparando-se a $13^a$ linha de cada tabela, pode-se observar que os resultados obtidos do número de Mach são, 1,27, 1,50 e 1,62 , e os resultados obtidos da derivada da pressão na entrada do divergente, dP/dy, são -2,25 , -3,67 e - 4,93, respectivamente para a tabela D1, D2 e D3 .

Os resultados da tabela D4 foram obtidos para a vazão de água de 3,0 m3/h, a tabela D5 para 3,5 m3/h e a tabela D6 para 4,0 m3/h de água. Estes resultados foram obtidos utilizando-se oxigênio puro (99,9 %) como gás de teste. Devido à grande concentração de oxigênio na fase gás, obteve-se valores elevados de

oxigênio dissolvido na água, conforme podem ser observados na 7ª coluna de cada tabela. Para manter a vazão volumétrica , ou a fração de vazios, idêntica aos testes com ar , teve-se que aumentar sensivelmente a vazão mássica de gás, obtendo-se vazões entre 0,526 e 3,035 kg/h de oxigênio. Com isto pode-se comparar resultados sem ter que reduzir dados. Os resultados obtidos com oxigênio foram idênticos aos obtidos com ar, tabelas D1, D2 e D3. Confirma-se que com o aumento da vazão de gás, obtém-se um aumento no coeficiente global de transferência de massa, Kla, para a mesma pressão na saída do Venturi. Com aumento do número de Mach, obtém-se um aumento no Kla.

Os resultados da tabela D7 foram obtidos para a vazão de água de 3,0 m3/h, a tabela D8 para 3,5 m3/h e a tabela D9 para 4,0 m3/h de água. Estes resultados foram obtidos utilizando-se ozônio em oxigênio como gás de teste. O ozônio foi gerado a partir de oxigênio, utilizando-se um gerador de ozônio na fase gás. A 6ª coluna mostra o percentual de ozônio em oxigênio em base mássica. O percentual de ozônio na saída do gerador variou entre 1,12 %, 1ª linha da tabela D7 e 1,65 %, 8ª linha da tabela D9. Esta variação de percentual de ozônio gerado de teste para teste não foi minimizada por duas razões. A primeira devido ao número grande de variáveis a serem controladas na planta de teste e a segunda por ser interessante para o trabalho obter-se resultados em condições diferentes de operação. Apesar do peso molecular do ozônio ser uma vez e meia o peso molecular do oxigênio, a massa específica da mistura , ozônio em oxigênio, não sofre alteração apreciável, devido ao baixo percentual de ozônio. Manteve-se as vazões de testes iguais às vazões de gás utilizadas nos testes com oxigênio, entre 0,526 e 2,342 kg/h da mistura. Os testes com vazão de gás de 3,035 kg/h não foram possíveis de serem realizados devido à falta de capacidade do gerador de ozônio. Os resultados obtidos com o ozônio foram idênticos aos obtidos com ar, tabelas D1, D2 e D3 e aos obtidos com oxigênio, tabela D4 , D5 e D6. Confirma-se que com o aumento da vazão de gás, obtém-se um aumento no coeficiente global de transferência de massa, Kla, para a mesma pressão na saída do Venturi. Com aumento do número de Mach, obtém-se um aumento no Kla.

**Tabela D1 - Resultados experimentais dos testes com ar e vazão de água de 3,0 m3/h**

| Ar kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg /L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,476 | 297 | 64,0 | 200 | 25,4 | 8,10 | 11,18 | 1,04 | 3,97 | 2444 |
| 0,476 | 322 | 90,7 | 250 | 25,5 | 8,02 | 11,19 | 0,71 | 5,85 | 1538 |
| 0,476 | 346 | 130,7 | 300 | 25,7 | 8,05 | 11,27 | 0,51 | 7,60 | 1132 |
| 0,476 | 381 | 165,3 | 350 | 25,7 | 8,13 | 10,67 | 0,40 | 8,86 | 686 |
| 0,985 | 337 | 90,6 | 200 | 25,7 | 8,09 | 12,33 | 1,20 | 1,46 | 4069 |
| 0,985 | 346 | 112,0 | 250 | 25,6 | 8,02 | 12,98 | 0,88 | 4,08 | 2803 |
| 0,985 | 376 | 146,7 | 300 | 25,8 | 8,05 | 13,54 | 0,67 | 5,49 | 2214 |
| 0,985 | 405 | 178,7 | 350 | 25,7 | 8,10 | 13,4 | 0,54 | 7,08 | 1610 |
| 1,533 | 380 | 114,6 | 200 | 25,7 | 8,03 | 13,45 | 1,24 | -0,73 | 6341 |
| 1,533 | 390 | 130,7 | 250 | 25,7 | 8,08 | 14,43 | 1,05 | 1,75 | 4207 |
| 1,533 | 405 | 154,7 | 300 | 25,8 | 8,07 | 15,32 | 0,90 | 3,91 | 3320 |
| 1,533 | 430 | 186,7 | 350 | 25,7 | 8,09 | 15,71 | 0,66 | 5,54 | 2597 |
| 2,121 | 415 | 133,3 | 200 | 25,7 | 8,03 | 13,72 | 1,27 | -2,25 | 7413 |
| 2,121 | 430 | 146,6 | 250 | 25,8 | 8,06 | 15,51 | 1,06 | 0,04 | 5698 |
| 2,121 | 440 | 165,3 | 300 | 25,7 | 8,08 | 16,59 | 0,88 | 2,29 | 4349 |
| 2,121 | 454 | 189,4 | 350 | 25,7 | 8,07 | 17,08 | 0,75 | 4,39 | 3367 |
| 2,750 | 450 | 144,0 | 200 | 25,7 | 8,05 | 14,41 | 1,39 | -3,22 | 9946 |
| 2,750 | 454 | 154,7 | 250 | 25,7 | 8,10 | 16,43 | 1,17 | -0,79 | 7313 |
| 2,750 | 464 | 170,7 | 300 | 25,8 | 8,02 | 17,79 | 0,97 | 1,41 | 5636 |
| 2,750 | 484 | 197,4 | 350 | 25,7 | 8,10 | 18,75 | 0,82 | 3,05 | 4457 |

**Tabela D2 - Resultados experimentais dos testes com ar e vazão de água de 3,5 m3/h**

| Ar kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg /L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,476 | 376 | 51,2 | 200 | 25,5 | 8,06 | 10,79 | 1,58 | 1,72 | 2433 |
| 0,476 | 386 | 61,3 | 250 | 25,5 | 8,10 | 11,56 | 1,12 | 3,92 | 1987 |
| 0,476 | 396 | 74,2 | 300 | 25,5 | 8,13 | 11,60 | 0,81 | 6,08 | 1429 |
| 0,476 | 405 | 109,3 | 350 | 25,4 | 8,05 | 11,26 | 0,58 | 8,10 | 1014 |
| 0,985 | 415 | 93,3 | 200 | 25,5 | 8,10 | 11,95 | 1,52 | -0,55 | 4041 |
| 0,985 | 425 | 93,3 | 250 | 25,5 | 8,19 | 13,45 | 1,20 | 1,97 | 3534 |
| 0,985 | 435 | 106,7 | 300 | 25,5 | 8,07 | 13,52 | 0,94 | 4,06 | 2507 |
| 0,985 | 445 | 136,1 | 350 | 25,5 | 8,07 | 13,48 | 0,73 | 5,92 | 1888 |
| 1,533 | 464 | 117,3 | 200 | 25,5 | 8,04 | 12,77 | 1,51 | -2,22 | 5714 |
| 1,533 | 464 | 120,0 | 250 | 25,5 | 8,08 | 14,13 | 1,27 | 0,28 | 4449 |
| 1,533 | 474 | 133,0 | 300 | 25,5 | 8,08 | 15,06 | 1,03 | 2,28 | 3583 |
| 1,533 | 484 | 150,0 | 350 | 25,5 | 8,04 | 15,43 | 0,86 | 4,24 | 2845 |
| 2,121 | 513 | 141,4 | 200 | 25,5 | 8,05 | 13,45 | 1,50 | -3,67 | 7549 |
| 2,121 | 513 | 141,4 | 250 | 25,5 | 8,08 | 15,10 | 1,31 | -1,26 | 5810 |
| 2,121 | 513 | 152,0 | 300 | 25,5 | 8,06 | 16,37 | 1,11 | 0,85 | 4743 |
| 2,121 | 522 | 165,4 | 350 | 25,5 | 8,05 | 17,13 | 0,94 | 2,78 | 3857 |
| 2,750 | 552 | 157,4 | 200 | 25,5 | 8,10 | 14,12 | 1,55 | -4,56 | 9922 |
| 2,750 | 552 | 162,7 | 250 | 25,5 | 8,09 | 15,93 | 1,33 | -2,48 | 7315 |
| 2,750 | 562 | 168,0 | 300 | 25,5 | 8,06 | 17,46 | 1,16 | -0,49 | 5949 |
| 2,750 | 562 | 178,7 | 350 | 25,5 | 8,09 | 18,79 | 1,01 | 1,52 | 5062 |

**Tabela D3 - Resultados experimentais dos testes com ar e vazão de água de 4,0 m3/h**

| Ar kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg /L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,476 | 484 | 61,3 | 200 | 25,5 | 8,14 | 10,83 | 2,03 | -0,62 | 2742 |
| 0,476 | 484 | 62,6 | 250 | 25,6 | 8,08 | 11,44 | 1,53 | 1,48 | 2186 |
| 0,476 | 484 | 63,9 | 300 | 25,4 | 8,10 | 11,9 | 1,08 | 3,58 | 1790 |
| 0,476 | 484 | 72,1 | 350 | 25,6 | 8,05 | 11,85 | 0,87 | 5,60 | 1393 |
| 0,985 | 533 | 101,3 | 200 | 25,4 | 8,18 | 11,79 | 1,90 | -2,40 | 4203 |
| 0,985 | 533 | 101,3 | 250 | 25,4 | 8,02 | 12,80 | 1,57 | -0,32 | 3457 |
| 0,985 | 533 | 101,3 | 300 | 25,5 | 8,09 | 13,57 | 1,26 | 1,75 | 2860 |
| 0,985 | 533 | 104,0 | 350 | 25,5 | 8,05 | 13,91 | 1,03 | 3,78 | 2345 |
| 1,533 | 572 | 136,0 | 200 | 25,6 | 8,08 | 12,64 | 1,70 | -3,87 | 6127 |
| 1,533 | 572 | 136,0 | 250 | 25,4 | 8,09 | 13,94 | 1,48 | -1,81 | 4751 |
| 1,533 | 572 | 136,0 | 300 | 25,6 | 8,09 | 14,88 | 1,27 | 0,25 | 3906 |
| 1,533 | 572 | 136,0 | 350 | 25,5 | 8,07 | 15,59 | 1,13 | 2,30 | 3288 |
| 2,121 | 616 | 160,0 | 200 | 25,6 | 8,08 | 13,13 | 1,62 | -4,93 | 7598 |
| 2,121 | 616 | 154,6 | 250 | 25,4 | 8,02 | 14,79 | 1,53 | -2,79 | 6088 |
| 2,121 | 616 | 154,6 | 300 | 25,5 | 8,03 | 15,95 | 1,25 | -0,85 | 4959 |
| 2,121 | 616 | 160,0 | 350 | 25,4 | 8,03 | 16,91 | 1,15 | 0,97 | 4194 |
| 2,750 | 650 | 183,3 | 200 | 25,4 | 8,08 | 13,82 | 1,59 | -5,86 | 9918 |
| 2,750 | 650 | 178,6 | 250 | 25,3 | 8,08 | 15,58 | 1,52 | -3,78 | 7495 |
| 2,750 | 650 | 176,4 | 300 | 25,5 | 8,06 | 17,46 | 1,39 | -1,82 | 6652 |
| 2,750 | 650 | 177,1 | 350 | 25,4 | 8,05 | 18,55 | 1,23 | 0,06 | 5475 |

**Tabela D4 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 3,0 m3/h**

| Oxigênio kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 297 | 64,0 | 200 | 25,4 | 8,1 | 34,8 | 1,04 | 3,97 | 2211 |
| 0,526 | 322 | 90,7 | 250 | 25,5 | 8,1 | 32,5 | 0,71 | 5,85 | 1469 |
| 0,526 | 346 | 130,7 | 300 | 25,7 | 8,2 | 28,9 | 0,51 | 7,60 | 975 |
| 0,526 | 381 | 165,3 | 350 | 25,7 | 8,2 | 25,6 | 0,40 | 8,86 | 673 |
| 1,087 | 337 | 90,6 | 200 | 25,7 | 8,1 | 46,8 | 1,20 | 1,46 | 3889 |
| 1,087 | 346 | 112,0 | 250 | 25,6 | 8,1 | 46,2 | 0,88 | 4,08 | 2664 |
| 1,087 | 376 | 146,7 | 300 | 25,8 | 8,2 | 45,9 | 0,67 | 5,49 | 2039 |
| 1,087 | 405 | 178,7 | 350 | 25,7 | 8,2 | 44,9 | 0,54 | 7,08 | 1602 |
| 1,693 | 380 | 114,6 | 200 | 25,7 | 8,1 | 56,7 | 1,24 | -0,73 | 5911 |
| 1,693 | 390 | 130,7 | 250 | 25,7 | 8,1 | 57,8 | 1,05 | 1,75 | 4046 |
| 1,693 | 405 | 154,7 | 300 | 25,8 | 8,2 | 60,7 | 0,90 | 3,91 | 3254 |
| 1,693 | 430 | 186,7 | 350 | 25,7 | 8,2 | 59,8 | 0,66 | 5,54 | 2519 |
| 2,342 | 415 | 133,3 | 200 | 25,7 | 8,1 | 60,0 | 1,27 | -2,25 | 7092 |
| 2,342 | 430 | 146,6 | 250 | 25,8 | 8,1 | 69,8 | 1,06 | 0,04 | 5985 |
| 2,342 | 440 | 165,3 | 300 | 25,7 | 8,2 | 71,7 | 0,88 | 2,29 | 4450 |
| 2,342 | 454 | 189,4 | 350 | 25,7 | 8,2 | 68,9 | 0,75 | 4,39 | 3243 |
| 3,035 | 450 | 144,0 | 200 | 25,7 | 8,1 | 66,5 | 1,39 | -3,22 | 9538 |
| 3,035 | 454 | 154,7 | 250 | 25,7 | 8,1 | 73,4 | 1,17 | -0,79 | 6970 |
| 3,035 | 464 | 170,7 | 300 | 25,8 | 8,2 | 81,5 | 0,97 | 1,41 | 5861 |
| 3,035 | 484 | 197,4 | 350 | 25,7 | 8,2 | 80,3 | 0,82 | 3,05 | 4300 |

**Tabela D5 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 3,5 m3/h**

| Oxigênio kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 376 | 51,2 | 200 | 26,6 | 8,1 | 32,5 | 1,58 | 1,72 | 2356 |
| 0,526 | 386 | 61,3 | 250 | 26,7 | 8,1 | 34,9 | 1,12 | 3,92 | 1945 |
| 0,526 | 396 | 74,2 | 300 | 26,4 | 8,1 | 32,2 | 0,81 | 6,08 | 1356 |
| 0,526 | 405 | 109,3 | 350 | 26,5 | 8,2 | 28,4 | 0,58 | 8,10 | 932 |
| 1,087 | 415 | 93,3 | 200 | 25,5 | 8,1 | 45,7 | 1,52 | -0,55 | 4264 |
| 1,087 | 425 | 93,3 | 250 | 25,5 | 8,1 | 48,8 | 1,20 | 1,97 | 3334 |
| 1,087 | 435 | 106,7 | 300 | 25,5 | 8,1 | 47,9 | 0,94 | 4,06 | 2490 |
| 1,087 | 445 | 136,1 | 350 | 25,5 | 8,2 | 47,3 | 0,73 | 5,92 | 1984 |
| 1,693 | 464 | 117,3 | 200 | 25,5 | 8,1 | 50,6 | 1,51 | -2,22 | 5403 |
| 1,693 | 464 | 120,0 | 250 | 25,5 | 8,1 | 57,2 | 1,27 | 0,28 | 4521 |
| 1,693 | 474 | 133,0 | 300 | 25,5 | 8,1 | 59,8 | 1,03 | 2,28 | 3625 |
| 1,693 | 484 | 150,0 | 350 | 25,5 | 8,2 | 57,7 | 0,86 | 4,24 | 2738 |
| 2,342 | 513 | 141,4 | 200 | 25,5 | 8,1 | 59,6 | 1,50 | -3,67 | 7841 |
| 2,342 | 513 | 141,4 | 250 | 25,5 | 8,1 | 65,3 | 1,31 | -1,26 | 5964 |
| 2,342 | 513 | 152,0 | 300 | 25,5 | 8,1 | 67,1 | 1,11 | 0,85 | 4524 |
| 2,342 | 522 | 165,4 | 350 | 25,5 | 8,2 | 68,8 | 0,94 | 2,78 | 3679 |
| 3,035 | 552 | 157,4 | 200 | 25,5 | 8,1 | 65,7 | 1,55 | -4,56 | 10274 |
| 3,035 | 552 | 162,7 | 250 | 25,5 | 8,1 | 69,6 | 1,33 | -2,48 | 7034 |
| 3,035 | 562 | 168,0 | 300 | 25,5 | 8,1 | 75,3 | 1,16 | -0,49 | 5723 |
| 3,035 | 562 | 178,7 | 350 | 25,5 | 8,2 | 83,7 | 1,01 | 1,52 | 5195 |

**Tabela D6 - Resultados experimentais dos testes com oxigênio e vazão de água de 4,0 m3/h**

| Oxigênio kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | C(0) mg/L | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 484 | 61,3 | 200 | 27,8 | 8,1 | 30,6 | 2,03 | -0,62 | 2481 |
| 0,526 | 484 | 62,6 | 250 | 27,5 | 8,2 | 34,3 | 1,53 | 1,48 | 2180 |
| 0,526 | 484 | 63,9 | 300 | 27,3 | 8,2 | 33,8 | 1,08 | 3,58 | 1684 |
| 0,526 | 484 | 72,1 | 350 | 27,3 | 8,2 | 32,9 | 0,87 | 5,60 | 1341 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 200 | 27,8 | 8,1 | 39,6 | 1,9 | -2,40 | 3982 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 250 | 27,5 | 8,2 | 45,3 | 1,57 | -0,32 | 3500 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 300 | 27,3 | 8,2 | 45,6 | 1,26 | 1,75 | 2716 |
| 1,087 | 533 | 104,0 | 350 | 27,3 | 8,2 | 46,1 | 1,03 | 3,78 | 2253 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 200 | 27,8 | 8,1 | 46,5 | 1,70 | -3,87 | 5523 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 250 | 27,5 | 8,2 | 54,6 | 1,48 | -1,81 | 4931 |
| 1,693 | 572 | 1360 | 300 | 27,3 | 8,2 | 58,7 | 1,27 | 0,25 | 4126 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 350 | 27,3 | 8,2 | 57,5 | 1,13 | 2,30 | 3194 |
| 2,342 | 616 | 160,0 | 200 | 27,8 | 8,1 | 53,1 | 1,62 | -4,93 | 7437 |
| 2,342 | 616 | 154,6 | 250 | 27,5 | 8,2 | 59,2 | 1,53 | -2,79 | 5911 |
| 2,342 | 616 | 154,6 | 300 | 27,3 | 8,2 | 66,5 | 1,25 | -0,85 | 5233 |
| 2,342 | 616 | 160,0 | 350 | 27,3 | 8,2 | 65,4 | 1,15 | 0,97 | 3994 |
| 3,035 | 650 | 183,3 | 200 | 27,8 | 8,1 | 59,9 | 1,59 | -5,86 | 10031 |
| 3,035 | 650 | 178,6 | 250 | 27,5 | 8,2 | 66,7 | 1,52 | -3,78 | 7652 |
| 3,035 | 650 | 176,4 | 300 | 27,3 | 8,2 | 71,8 | 1,39 | -1,82 | 6174 |
| 3,035 | 650 | 177,1 | 350 | 27,3 | 8,2 | 76,4 | 1,23 | 0,06 | 5256 |

**Tabela D7 - Resultados experimentais dos testes com ozônio e vazão de água de 3,0 m3/h**

| gás kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | Cg % | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 297 | 64,0 | 200 | 28 | 1,12 | 2,09 | 1,04 | 3,97 | 2496 |
| 0,526 | 322 | 90,7 | 250 | 28 | 1,13 | 2,01 | 0,71 | 5,85 | 1782 |
| 0,526 | 346 | 130,7 | 300 | 28 | 1,15 | 1,74 | 0,51 | 7,60 | 1231 |
| 0,526 | 381 | 165,3 | 350 | 28 | 1,11 | 1,37 | 0,39 | 8,86 | 793 |
| 1,087 | 337 | 90,6 | 200 | 28 | 1,20 | 3,24 | 1,20 | 1,46 | 4419 |
| 1,087 | 346 | 112,0 | 250 | 28 | 1,19 | 3,27 | 0,88 | 4,08 | 3287 |
| 1,087 | 376 | 146,7 | 300 | 28 | 1,14 | 3,02 | 0,67 | 5,49 | 2495 |
| 1,087 | 405 | 178,7 | 350 | 28 | 1,14 | 2,78 | 0,54 | 7,08 | 1760 |
| 1,693 | 380 | 114,6 | 200 | 28 | 1,29 | 4,22 | 1,24 | -0,73 | 6710 |
| 1,693 | 390 | 130,7 | 250 | 28 | 1,39 | 4,94 | 1,04 | 1,75 | 4906 |
| 1,693 | 405 | 154,7 | 300 | 28 | 1,29 | 4,72 | 0,90 | 3,91 | 4145 |
| 1,693 | 430 | 186,7 | 350 | 28 | 1,20 | 4,15 | 0,66 | 5,54 | 2822 |
| 2,342 | 415 | 133,3 | 200 | 28 | 1,26 | 4,66 | 1,27 | -2,25 | 9104 |
| 2,342 | 430 | 146,6 | 250 | 28 | 1,27 | 5,20 | 1,06 | 0,04 | 7218 |
| 2,342 | 440 | 165,3 | 300 | 28 | 1,27 | 5,45 | 0,88 | 2,29 | 5080 |
| 2,342 | 454 | 189,4 | 350 | 28 | 1,26 | 5,39 | 0,74 | 4,39 | 4252 |

**Tabela D8 - Resultados experimentais dos testes com ozônio e vazão de água de 3,5 m3/h**

| gás kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | Cg % | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 376 | 51,2 | 200 | 27,1 | 1,27 | 2,40 | 1,57 | 1,72 | 2964 |
| 0,526 | 386 | 61,3 | 250 | 27,1 | 1,27 | 2,50 | 1,11 | 3,92 | 2226 |
| 0,526 | 396 | 74,2 | 300 | 27,1 | 1,29 | 2,35 | 0,80 | 6,08 | 1658 |
| 0,526 | 405 | 109,3 | 350 | 27,1 | 1,21 | 1,83 | 0,58 | 8,10 | 1107 |
| 1,087 | 415 | 93,3 | 200 | 27,2 | 1,37 | 3,59 | 1,52 | -0,55 | 5004 |
| 1,087 | 425 | 93,3 | 250 | 27,2 | 1,38 | 3,88 | 1,19 | 1,97 | 3698 |
| 1,087 | 435 | 106,7 | 300 | 27,2 | 1,40 | 3,95 | 0,94 | 4,06 | 2900 |
| 1,087 | 445 | 136,1 | 350 | 27,2 | 1,40 | 3,70 | 0,72 | 5,92 | 2274 |
| 1,693 | 464 | 117,3 | 200 | 27,1 | 1,17 | 3,70 | 1,51 | -2,22 | 6597 |
| 1,693 | 464 | 120,0 | 250 | 27,1 | 1,17 | 4,06 | 1,27 | 0,28 | 5277 |
| 1,693 | 474 | 133,0 | 300 | 27,1 | 1,17 | 4,23 | 1,03 | 2,28 | 4497 |
| 1,693 | 484 | 150,0 | 350 | 27,1 | 1,15 | 4,16 | 0,85 | 4,24 | 3564 |
| 2,342 | 513 | 141,4 | 200 | 27,1 | 1,33 | 4,76 | 1,49 | -3,67 | 9203 |
| 2,342 | 513 | 141,4 | 250 | 27,1 | 1,31 | 5,23 | 1,30 | -1,26 | 6793 |
| 2,342 | 513 | 152,0 | 300 | 27,1 | 1,33 | 5,67 | 1,11 | 0,85 | 5480 |
| 2,342 | 522 | 165,4 | 350 | 27,1 | 1,32 | 5,78 | 0,94 | 2,78 | 4665 |

**Tabela D9 - Resultados experimentais dos testes com ozônio e vazão de água de 4,0 m3/h**

| gás kg/h | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | T C | Cg % | C(1,0) mg/L | Mach | dP/dy kPa/mm | Kla $h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,526 | 484 | 61,3 | 200 | 28 | 1,37 | 2,39 | 2,02 | -0,62 | 3132 |
| 0,526 | 484 | 62,6 | 250 | 28 | 1,28 | 2,42 | 1,52 | 1,48 | 2488 |
| 0,526 | 484 | 63,9 | 300 | 28 | 1,26 | 2,39 | 1,08 | 3,58 | 2116 |
| 0,526 | 484 | 72,1 | 350 | 28 | 1,26 | 2,27 | 0,87 | 5,60 | 1646 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 200 | 28 | 1,43 | 3,45 | 1,90 | -2,4 | 4830 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 250 | 28 | 1,41 | 3,73 | 1,57 | -0,32 | 3961 |
| 1,087 | 533 | 101,3 | 300 | 28 | 1,41 | 3,91 | 1,25 | 1,75 | 3512 |
| 1,087 | 533 | 104,0 | 350 | 28 | 1,65 | 4,63 | 1,02 | 3,78 | 2721 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 200 | 28 | 1,19 | 3,45 | 1,69 | -3,87 | 6763 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 250 | 28 | 1,15 | 3,68 | 1,48 | -1,81 | 5391 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 300 | 28 | 1,22 | 4,19 | 1,26 | 0,25 | 4520 |
| 1,693 | 572 | 136,0 | 350 | 28 | 1,18 | 4,19 | 1,13 | 2,30 | 3962 |
| 2,342 | 616 | 160,0 | 200 | 28 | 1,14 | 3,76 | 1,62 | -4,93 | 8907 |
| 2,342 | 616 | 154,6 | 250 | 28 | 1,16 | 4,26 | 1,52 | -2,79 | 7118 |
| 2,342 | 616 | 154,6 | 300 | 28 | 1,14 | 4,5 | 1,24 | -0,85 | 5724 |
| 2,342 | 616 | 160,0 | 350 | 28 | 1,17 | 4,87 | 1,15 | 0,97 | 5145 |

# Anexo E - Procedimento para avaliação da incerteza nas medidas

Neste anexo mostra-se o procedimento utilizado para obter a incerteza nas medidas experimentais. Inicialmente mostra-se a análise de incerteza das medidas diretas com os instrumentos de medidas e em seguida a análise de incerteza das medidas indiretas. Utilizou-se o método apresentado por Kline e McClintocK [12]. A incerteza obtida nos instrumentos de medidas e nos resultados experimentais, foram avaliados para um grau de confiabilidade de 95,4 % dos casos.

## E-1) Instrumentos de medição e suas incertezas.

Medida de vazão de ar e oxigênio : Nos testes de avaliação de transferência de massa com ar e oxigênio de alta concentração, utilizou-se na medida de vazão um fluxômetro da Fischer, aferido contra um totalizador da marca Liceu de Artes e Ofícios, modelo MG-2, com certificado de calibração emitida pelo IPT com incerteza de 1,0 % (0,01). Foi utilizado o método dos mínimos quadrados para realizar um ajuste linear, obtendo-se uma incerteza no ajuste de 2,2 % (0,022). No fluxômetro mediu-se a temperatura com um termopar do tipo T (cobre/constantan), com uma incerteza avaliada em 0,5 $^{o}$C, ($I_T$=0,5). A temperatura média do gás durante as experiências foi de 25 C (T=298,2 Kelvin) . Mediu-se a pressão com medidor analógico do tipo Bourdon de 1,0 MPa de fundo de escala e incerteza de 2,0 %, ($I_P$= 0,020 Mp). O fluxômetro foi aferido e utilizado à pressão de 0,8 MPa. A flutuação na medida foi desprezível, ($\Delta m_g$ =0). A partir da equação que representa o escoamento do gás no fluxômetro, obtém-se a relação ($e_1$) que estima a incerteza na vazão de gás.

$$I_{mg} = m_g \cdot \{ 0{,}022^2 + 0{,}01^2 + (\Delta m_g / m_g)^2 + \tfrac{1}{4} [ (I_P / P)^2 + ( I_T/T)^2 ] \} \qquad (e_1)$$

substituindo os valores, obtém-se :

$$I_{mg} = m_g \cdot \{ 0{,}022^2 + 0{,}01^2 + (0 / m_g)^2 + \tfrac{1}{4} [ (0{,}020 / 0{,}80)^2 + ( 0{,}50/ 298{,}2)^2 ] \}$$

como resultado, tem-se na medida de vazão de ar e de oxigênio uma incerteza estimada ($I_{mg}$ /$m_g$)= 0,027 (2,7 %) ou $I_{mg}$=0,047 kg/h avaliado para o valor médio da vazão de oxigênio e Ar de 1,76 kg/h.

Medida de vazão de gás nos testes com ozônio : Esta medida foi realizada entre o cilindro de oxigênio e o gerador de ozônio ainda na fase única de oxigênio.

Para isso fabricou-se uma placa de orifício do tipo corner taps, com os trechos retos de diâmetro de 15 milímetros e orifício de 3 milímetros. Mediu-se a temperatura, a pressão e o diferencial de pressão do gás na placa. Na medida de temperatura utilizou-se um termopar do tipo T (cobre/constantan), com uma incerteza avaliada em 0,5 °C. Na medida de pressão utilizou-se um transmissor de pressão da Willy Dresser de fundo de escala de 0,3 MPa, com uma incerteza avaliada em 0,5 %,. O valor da pressão média na placa de orifício foi de 0,1 MPa, obtendo-se uma incerteza de $(I_P / P)=0{,}015$. No diferencial de pressão utilizou-se um transmissor diferencial da Smar, com fundo de escala programado para 3,0 kPaascal, com uma incerteza estimada em 0,25 % do fundo de escala. A medida média no diferencial de pressão foi de 1,5 kPaascal, obtendo-se a incerteza média de $(I_{\Delta P} / \Delta P)=0{,}005$. Esta placa de orifício foi aferida contra um totalizador da marca Liceu de Artes e Ofícios, modelo MG-2, com certificado de calibração emitida pelo IPT com incerteza de 1,0 % (0,01), onde avaliou-se o coeficiente de descarga da placa de orifício na faixa de utilização em dez pontos de vazão diferente, obtendo-se um valor médio de 0,7587 e incerteza na média de 1,2 %, $(I_{Cd}/C_d)=0{,}012$. Um sistema de aquisição de dados de 12 bites com uma incerteza estimada de 0,25 %, $(I_{Ad}/A_d)=0{,}0025$, foi utilizado na leitura das medidas. Foi verificada uma flutuação na medida de (0,02 kg/h). A partir da equação que representa o escoamento do gás numa placa de orifício, obtém-se a relação ($e_2$) que estima a incerteza na vazão de gás.

$$I_{mg} = m_g \cdot \{ (I_{Ad} / A_d)^2 + (I_{Cd} / C_d)^2 + 0{,}01^2 + (\Delta m_g / m_g)^2 + \tfrac{1}{4} [ (I_P / P)^2 + (I_T / T)^2 + (I_{\Delta P} / \Delta P)^2 ] \} \qquad (e_2)$$

substituindo os valores, obtém-se :

$$I_{mg} = m_g \cdot \{ (0{,}0025)^2 + (0{,}012)^2 + 0{,}01^2 + (0{,}02 / m_g)^2 + \tfrac{1}{4} [ (0{,}015)^2 + (0{,}5 / 298{,}2)^2 + (0{,}005)^2 ] \}$$

ou,

$$I_{mg} = 0{,}02^2 + m_g \cdot \{ (0{,}0025)^2 + (0{,}012)^2 + 0{,}01^2 + \tfrac{1}{4} [ (0{,}015)^2 + (0{,}5 / 298{,}2)^2 + (0{,}005)^2 ] \}$$

como resultado, tem-se na medida de vazão de ozônio uma incerteza estimada $(I_{mg} / m_g)= 0{,}026$ (2,6 %) ou $I_{mL}=0{,}037$ kg/h , avaliado para o valor médio da vazão de oxigênio de 1,43 kg/h

Medida de vazão de água: utilizou-se uma placa de orifício do tipo Corner Taps construída segundo as normas ISO, com os trechos retos de 40 milímetros de diâmetro e o orifício de 26,5 milímetros e incerteza estimada no coeficiente de descarga de 2 %, $(I_{Cd}/C_d)$=0,02. No diferencial de pressão da placa, utilizou-se um transmissor diferencial da Smar, com fundo de escala programado para 5,0 kPaascal, com uma incerteza estimada em 0,25 % do fundo de escala. A medida média no diferencial de pressão foi de 2,4 kPaascal. Considerando-se a incerteza do instrumento e uma flutuação na medida de 0,1 kPaascal, obtém-se a incerteza média no diferencial de pressão de $(I_{\Delta P} / \Delta P)$=0,042. Os testes foram realizados para as vazões de água de 3,0 , 3,5 e 4,0 $m^3/h$. A partir da equação que representa o escoamento do gás numa placa de orifício, obtém-se a relação ($e_3$) que estima a incerteza na vazão de gás.

$$I_{mL} = m_L \cdot \{ \ (I_{Cd} / C_d)^2 + ¼ \ (I_{\Delta P} / \Delta P)^2 \qquad (e_3)$$

substituindo os valores, obtém-se :

$$I_{mL} = m_L \cdot \{ \ (0{,}02)^2 + ¼ \ (0{,}042^2)$$

como resultado, tem-se na medida de vazão de água uma incerteza estimada $(I_{mL} / m_L)$= 0,029 (2,9 %) ou $I_{mL}$=100 kg/h , avaliado para o valor médio da vazão de água de 3500 kg/h.

Medida de temperatura : Na medida de temperatura da mistura, água e gás,, nos testes com ar e oxigênio, utilizou-se o medidor portátil ATI ORION modelo 810, o mesmo utilizado na medida de oxigênio dissolvido com função simultânea para a medida de temperatura. A menor divisão do medidor é 0,1 C, considerando-se as flutuações e a incerteza do medidor estimou-se uma incerteza , $I_{tm}$ = 0,5 C , nesta medida. Nos testes com ozônio, utilizou-se o medidor analógico de mercúrio com menor divisão de 0,2 C , considerando-se as flutuações e a incerteza do medidor estimou-se uma incerteza , $I_{tm}$ = 0,6 C , nesta medida.

Medida de pressão na entrada do Venturi supersônico : O medidor utilizado é do tipo Bourdon com fundo de escala de 1,0 MPa , classe B, aferido contra uma bomba de peso morto rasteada pelo INMETRO. Não foram observadas flutuações que pudessem ser mensuráveis, considerando-se a incerteza na medida a incerteza do instrumento ( 2 %), $I_{P1}$ = 20 kPa.

Medida de pressão ao longo do Venturi supersônico : A pressão do escoamento entre a restrição do Venturi e dos pontos ao longo do divergente é importante para avaliar se o escoamento é supersônico no divergente. No anexo B foi definido o

processo de medida, assim como as incertezas associadas às medidas de pressão ao longo do Venturi supersônico. A incerteza destas medidas de pressão formam estimadas em 2,8 kPa. A incerteza na medida de pressão na restrição , $I_{P2}$ =2,8 kPaa ou $I_{P20}$ =2,8 kPa, e ao longo do divergente, $I_{P21}$ =2,8 kPa, $I_{P22}$ =2,8 kPa, $I_{P23}$ =2,8 kPaa e $I_{P24}$ =2,8 kPaa .

Medida de pressão ao longo do reator tubular : Na medida de pressão ao longo do reator tubular utilizaram-se dois medidores de pressão do tipo Bourdon, um no início do reator e outro no fim. No início do reator, ou saída do Venturi, utilizou-se um medidor de fundo de escala de 700 kPaascal, aferido contra uma bomba de peso morto rasteada pelo INMETRO, estimando-se a sua incerteza em 1% do fundo de escala, $I_{P3}$ = 7,0 kPa. No fim do reator, utilizou-se um medidor de fundo de escala de com fundo de escala de 1,0 MPa , classe B, contra uma bomba de peso morto rasteada pelo INMETRO. Devido à classe do medidor, a incerteza é de 2 %, $I_{P4}$ = 20 kPa. Em ambos os casos não foram observadas flutuações na medida que pudessem ser mensuráveis.

Medida de gás dissolvido nos testes sem Venturi: Nos testes com ar e com oxigênio, a medida de oxigênio dissolvido foi realizada com o medidor portátil, marca ATI ORION modelo 810 , com fundo de escala de 20 mg/l de água e menor divisão de 0,01 mg/l. A cada dia de testes, o zero foi verificado e o fundo de escala calibrado. A incerteza do medidor é de 0,01 mg/l avaliada na saturação do ar na água. Tendo como base de cálculo 8,5 mg/l, obtêm-se uma incerteza no medidor de 0,11 %. Foi observada uma flutuação de 0,03 mg/l nos testes realizados. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais, estima-se uma incerteza na medida de concentração de oxigênio na água no caso do ar é de $I_{Car}$ = 0,031 mg/l e no caso do oxigênio de $I_{Co2}$ = 0,14 mg/l . Nos testes com ozônio, a medida de ozônio dissolvido na água foi realizada com um analisador, fabricado pela Orbisphere Laboratories, Switzerland, modelo 26506, com fundo de escala de 10 miligramas de O3 por litro de água e menor divisão de 0,01 mg/l. A cada dia de testes, foi feita a calibração do instrumento. Na calibração do instrumento foi utilizado o procedimento indicado pelo fabricante garantindo uma incerteza de 0,05 mg/l nas medidas. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais, estima-se uma incerteza na medida de concentração de ozônio na água de, $I_{Co3}$= 0,07 mg/l.

Medida de gás dissolvido nos testes com Venturi : Nos testes com ar, a medida de oxigênio dissolvido foi realizada com o medidor portátil, marca ATI ORION modelo 810 , com fundo de escala de 20 mg/l de água e menor divisão de 0,01 mg/l. A cada dia de testes, o zero foi verificado e o fundo de escala calibrado. A incerteza do

medidor é de 0,01 mg/l avaliada na saturação do ar na água. Tendo como base de cálculo 8,5 mg/l, obtêm-se uma incerteza no medidor de 0,11 %. Foi observada uma flutuação de 0,2 mg/l nos testes realizados. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais, estima-se uma incerteza na medida de concentração de oxigênio na água de, $I_{Car}$ = 0,2 mg/l. Nos testes com oxigênio puro, a medida de oxigênio dissolvido foi realizada com o medidor portátil, marca SCHOTT GERÄTE modelo CG 867, com fundo de escala de 99,9 miligramas de O2 por litro de água e menor divisão de 0,1 mg/l. A cada dia de testes, o zero foi verificado e o fundo de escala calibrado. A incerteza do medidor é de 0,1 mg/l avaliada na saturação do oxigênio na água, tendo como base de cálculo 40,1 mg/l, obtêm-se uma incerteza no medidor de 0,25 %. Foi observada uma flutuação de 0,5 mg/l nos testes realizados. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais, $I_{Co2}$ = 0,51 mg/l. Nos testes com ozônio, a medida de ozônio dissolvido na água foi realizada com um analisador, fabricado pela Orbisphere Laboratories, Switzerland, modelo 26506, com fundo de escala de 10 miligramas de O3 por litro de água e menor divisão de 0,01 mg/l. A cada dia de testes, foi feita a calibração do instrumento. Na calibração do instrumento foi utilizado o procedimento indicado pelo fabricante garantindo uma incerteza de 0,05 mg/l nas medidas. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais de 0,08 mg/l, estima-se uma incerteza na medida de concentração de ozônio na água de, $I_{Co3}$= 0,10 mg/l.

Medida de ozônio fase gás : Na medida de ozônio na fase gás, mistura de ozônio com oxigênio, utilizou-se um analisador, fabricado pela PCI Ozone & Control System , USA, modelo HC, com fundo de escala de 10 % de ozônio em oxigênio, e menor divisão de 0,001 %. Foi observada uma flutuação de 0,01 % durante as medidas experimentais. Considerando-se a incerteza do medidor e a flutuação nas medidas experimentais, estima-se uma incerteza na medida de concentração de ozônio na fase gás é $I_{o3}$ = 0,01 % .

Medida de solubilidade do gás na água : Para obtenção desta medida, comparou-se as relações encontradas na literatura com testes experimentais realizados com a água da CEDAE. O anexo A mostra estes resultados e procedimento que deve ser utilizado na determinação da solubilidade na água da CEDAE. Para o caso do Ar, obtém-se uma incerteza de $I_{Sar}$ = 2,3 % , no caso do oxigênio puro , $I_{So2}$ = 2,0 % e no caso do ozônio $I_{So3}$ = 7,8 % .

**E-2) Procedimento para obtenção das incerteza nos resultados experimentais.**

A incerteza na derivada de pressão na entrada do divergente do Venturi ,($I_{dP/dy}$), é função da incerteza na medida de pressão na restrição ($I_{P20}$), da incerteza na medida de pressão no divergente na distância, dy=23,4 mm, a partir da restrição, ($I_{P21}$), e da incerteza na medida da distância ($I_{dy}$=0,05 mm). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{dP/dy} = dP/dy \; [ (I_{P20} / P_{20})^2 + (I_{P21} / P_{21})^2 + (I_{dy} / dy)^2 ]^{1/2} \qquad (e_4)$$

A incerteza na razão de pressões no Venturi ( $Rp = [(P_3 - P_2) / (P_1 - P_2)]$ ) , ($I_{Rp}$), é função da incerteza na medida de pressão na entrada do Venturi ($I_{P1}$), na restrição ($I_{P2}$), e da incerteza da pressão na saída do Venturi, ($I_{P2}$). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{Rp} = R_P \; [ (I_{P1} / P_1)^2 + 2 . (I_{P2} / P_2)^2 + (I_{P3} / P_3)^2 ]^{1/2} \qquad (e_5)$$

A incerteza da medida da vazão mássica total , ( $I_m$ ), pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão mássica de gás e na vazão mássica de água. Obtém-se a expressão :

$$I_m = m . [ (I_{mg} / m_g)^2 + (I_{pl} / Q_L)^2 ]^{1/2} \qquad (e_6)$$

A incerteza da medida da fração mássica, (equação 2.2.2), ($I_x$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na medida de vazão mássica de gás e na vazão mássica total, obtendo-se a expressão :

$$I_x = x . [ (I_{mg} / m_g)^2 + (I_m / m)^2 ]^{1/2} \qquad (e_7)$$

A incerteza da medida do volume específico do gás no reator, ($I_{vg}$ ), pode ser estimada considerando-se a incerteza da medida da pressão no reator e da temperatura da mistura, obtendo-se a expressão :

$$I_{vg} = v_g . [ (I_{P3} / P_3)^2 + (I_{tm} / T)^2 ]^{1/2} \qquad (e_8)$$

A incerteza da medida da vazão volumétrica de gás no reator, ($I_{Qg}$ ), pode ser estimada considerando-se a incerteza da medida do volume específico do gás, e da vazão mássica de gás. Obtém-se a expressão :

$$I_{Qg} = Q_g \cdot [ (I_m / m_g)^2 + (I_{vg} / v_g)^2 ]^{1/2} \qquad (e_9)$$

A incerteza da medida da razão volumétrica no reator ( equação 2.2.27), ($I_\beta$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão volumétrica de gás e na vazão de água no reator, obtendo-se a expressão :

$$I_\beta = \beta \cdot [ (I_{Qg} / Q_g)^2 + (I_{pl} / Q_L)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{10})$$

A incerteza da medida da fração de vazios no reator (equação 4.4.2.3), ($I_\alpha$), pode ser estimada considerando-se a incerteza da razão volumétrica e na incerteza no coeficiente de Amand de 5 %). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_\alpha = \alpha . [ (I_\beta / \beta)^2 + 0{,}05^2 ]^{1/2} \qquad (e_{11})$$

A incerteza da medida da área transversal ao escoamento na fase gás (equação 2.2.11) , ($I_{Ag}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza da fração de vazios e a incerteza da medida da seção de escoamento ($I_{At}$), obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_{Ag} = A_g \cdot [ (I_\alpha / \alpha)^2 + (I_{At} / A_t)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{12})$$

A incerteza da medida da área transversal ao escoamento na fase líquida (equação 2.2.13), ($I_{AL}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza da fração de vazios e a incerteza da medida da seção de escoamento ($I_{At}$), obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_{AL} = A_L \cdot [ (I_\alpha / \alpha)^2 + (I_{At} / A_t)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{13})$$

A incerteza da medida de velocidade da fase gás (equação 2.2.14) ($I_{ug}$) pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão volumétrica de gás e a incerteza na área transversal ao escoamento na fase gás ($I_{Ag}$) , obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_{ug} = u_g \cdot [\ (I_{Qg} / Q_g)^2 + (I_{Ag} / A_g)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{14})$$

A incerteza da medida de velocidade da fase líquida (equação 2.2.15) , ($I_{uL}$) pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão volumétrica de líquido e a incerteza na área transversal ao escoamento na fase líquida ($I_{AL}$) , obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_{uL} = u_L \cdot [\ (I_{QL} / Q_L)^2 + (I_{AL} / A_L)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{15})$$

A incerteza da medida de velocidade homogênea (equação 2.2.24) , ($I_{uH}$) pode ser estimada considerando-se a incerteza na razão mássica, na vazão volumétrica de líquido, na vazão volumétrica de gás e na área da seção do escoamento, obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_{uH} = u_H \cdot [(I_x / x)^2 + (I_{QL} / Q_L)^2 + (I_{Qg} / Q_g)^2 + (I_{At} / A_t)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{16})$$

A incerteza da medida da razão de escorregamento (equação 2.2.9) entre a fase gás e a fase líquida, ($I_S$) pode ser estimada considerando-se a incerteza na velocidade da fase gás e a incerteza da velocidade da fase líquida, obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_S = S \cdot [\ (I_{ug} / u_g)^2 + (I_{uL} / u_L)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{17})$$

A incerteza na medida do número de Reynolds no orifício do injetor de gás (equação $c_4$) , ($I_{Reyo}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão mássica de gás, a incerteza no diâmetro do orifício ,($I_{do}$=0,05 mm) e na viscosidade absoluta do gás, ( $I_{\mu g} / \mu_g$ = 0,02). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{Reyo} = Rey_o \cdot [\ (I_{mg} / m_g)^2 + (I_{do} / d_o)^2 + (I_{\mu g} / \mu_g)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{18})$$

A incerteza no diâmetro das bolhas de gás (equação $c_1$) , geradas no injetor de gás do reator tubular, ($I_{dB}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza no número de Reynolds e a incerteza na relação de cálculo do diâmetro da bolha, (equação $c_1$) , +/- 10 % estimada pelo autor. Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{dB} = d_B\ [\ (0,1)^2 + 0,0025\ (I_{Reyo} / Rey_o)^2\ ]^{1/2} \qquad (e_{19})$$

A incerteza na área de troca de massa (equação $c_5$) , ($I_A$), formada a partir da injeção de gás no reator tubular, pode ser estimada considerando-se a incerteza na vazão mássica de gás, a incerteza no diâmetro da bolha e a incerteza no volume específico do gás no reator tubular. Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_A = A \; [ (I_{mg} / m_g)^2 + (I_{dB} / d_B)^2 + (I_{vg} / v_g)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{20})$$

A incerteza na medida do número de Reynolds homogêneo no reator tubular (equação 4.4.2.1) , ($I_{ReyH}$),, pode ser estimada considerando-se a incerteza na velocidade homogênea da mistura, no diâmetro do tubo, ($I_{Dt}$=0,05 mm, $D_t$=27,8 mm), no volume específico do líquido, ($I_{vL}$ / $v_L$ = 0,01), e a incerteza na viscosidade absoluta do líquido, ($I_{\mu L}$ / $\mu_L$ = 0,02). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{ReyH} = Rey_H \cdot [ (I_{uH} / u_H)^2 + (I_{Dt} / D_t)^2 + (I_{vL} / v_L)^2 + (I_{\mu L} / \mu_L)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{21})$$

A incerteza na medida do número de Schmidt no reator tubular (equação 4.4.2.2), ($I_{Sc}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na medida de viscosidade absoluta do gás, ($I_{\mu g}$ / $\mu_g$ = 0,02), no volume específico do gás e no coeficiente de difusão do gás no líquido, ($I_{D0}$ / $D_0$ = 0,05). Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{Sc} = Sc \cdot [ (I_{\mu g} / \mu_g)^2 + (I_{vg} / v_g)^2 + (I_{Do} / D_o)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{22})$$

A incerteza na medida do parâmetro "Lockhart-Martinelli" equação (2.2.33),($I_X$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na fração mássica, no volume específico da fase gás e volume específico do líquido, obtendo-se a seguinte expressão :

$$I_X = X \cdot [ (I_x / x)^2 + (I_{vg} / v_g)^2 + (I_{vL} / v_L)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{23})$$

A incerteza na medida do coeficiente global de transferência de massa (equação 3.4 e 3.5), ($I_{Kla}$) , pode ser estimada considerando-se a incerteza na solubilidade do gás na água, ($I_{Cg^*}$), na concentração do gás na água, ($I_{Cg}$), na variação da concentração do gás na água na direção do escoamento, ($I_{\delta cg/\delta y}$), e a incerteza na velocidade do líquido, ($I_{uL}$). Obtém-se a seguinte expressão:

$$I_{Kla} = Kla \cdot [ (I_{cg^*} / c_{g^*})^2 + (I_{cg} / c_g)^2 + (I_{\delta cg/\delta y} / \delta c_g/\delta y)^2 + (I_{uL} / u_L)^2 ]^{1/2} \qquad (e_{24})$$

A incerteza na razão entre os coeficientes globais de transferência de massa (equação 6.1), ($I_{Rkla}$) , pode ser estimada considerando-se a incerteza no coeficiente global de transferência de massa nos testes sem Venturi, ($Kla_{sv}$ , e incerteza $I_{klasv}$), na a incerteza no coeficiente global de transferência de massa nos testes com Venturi, ($Kla_{cv}$ , e incerteza $I_{klacv}$), e a incerteza no ajuste na equação, 8,7 %. Obtém-se a seguinte expressão:

$$I_{Rkla} = R_{kla} \cdot [\, 0{,}087^2 + (I_{klasv} / Kla_{sv})^2 + (I_{klacv} / Kla_{cv})^2 \,]^{1/2} \qquad (e_{25})$$

A incerteza no valor do número $F_M$ ajustado pela relação (5.2.1) ,($I_{FM}$), pode ser estimada considerando-se a incerteza na razão da vazão volumétrica, $\beta$, na razão de escorregamento entre as fases, S, no número de Reynolds homogêneo, $Rey_H$, no número de Schmidt, Sc , no parâmetro "Lockart-Martinelli", X, e na incerteza do ajuste da equação, 7,8 % . Obtém-se a seguinte expressão :

$$I_{FM} = F_M \; [\, 0{,}078^2 + (I_\beta / \beta)^2 + (I_S / S)^2 + 0{,}412\, (I_{ReyH} / Rey_H)^2 + $$

$$+ 0{,}68\, (I_{Sc} / Sc)^2 + 0{,}68\, (I_X / X)^2 \,]^{1/2} \qquad (e_{26})$$

# nexo F - Sistema deprimogênio divergente para produção de vácuo.

Artigo publicado em 1995

2nd BRAZILIAN SYMPOSIUM ON FLOW MESUREMENT
S.Paulo,S.P. - Brasil
Organizado por : Instituto de Pesquisas Tecnológicas - IPT
Instrument Society of America - ISA

# DESENVOLVIMENTO E AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DE SISTEMA DEPRIMOGÊNIO DIVERGENTE PARA PRODUÇÃO DE VACUO

**A. Filipe Montalvão**
**White Martins Soldagem**
**R. Aricambú,65,Cordovil,Rio de Janeiro**
**Brasil**

**Marcelo Albuquerque**
**White Martins Gases Industriais-CTR**
**R. Aricambú,65,Cordovil,Rio de Janeiro**
**Brasil**

## ABSTRACT

*Gás-liquid injectors are widely used for the mass transfer of gases into water or wastewater for various treatment application, the purpose of this work was the development of a injector which takes adventage of the velocity increase in the motive fluid created by a construction in the injector body to produce vacuum. This vacuum or negative diferencial pressure, is then used to pull gas or liquid into a motive fluid such as water. This paper shows the results of the tests carried out, presenting experimental datas and the calibration of theorical model using a pressure recuperation coeficient.*

## INTRODUÇÃO

Injetores de gás em liquidos têm sido desenvolvidos na utilização de reatores tubulares de transferência de massa de gás em líquio. Ar, oxigênio ou ozônio têm sido utilizados no tratamento de efluentes, em desinfeção de água de abastecimento e mais recentemente em recuperação de água de rejeito de unidades industriais. O nitrogênio utilizado como "Strinping" em sistemas de conservação de alimentos, como por exemplo na industria de sucos de laranja.

Nos reatores de transferência de massa de gás em líquidos, a eficiência da transferência aumenta com o aumento da pressão do escoamento, ou seja, a solubilidade dos gases aumenta com o aumento da pressão, existindo a necessidade de reatores com escoamento sob pressão. Para a injeção de gás no escoamento de liquido pressurizado, é necessário um manancial de gás com niveis de pressão superiores ao liquido em escoamento. No caso da necessidade de injeção de ozônio são necessários equipamentos especiais para pressurizá-los, o que eleva o custo do processo de injeção de gás.

Neste trabalho desenvolve-se um sistema deprimogênio divergente que permite ter um escoamento de liquido pressurizado, aspirando gás à pressão atmosfêrica. A avaliação é feita medindo-se a pressão do escoamento antes do sistema, no local de injeção do gás e após o mesmo, pretendendo-se sempre abservar a recuperação da pressão após o sistema.

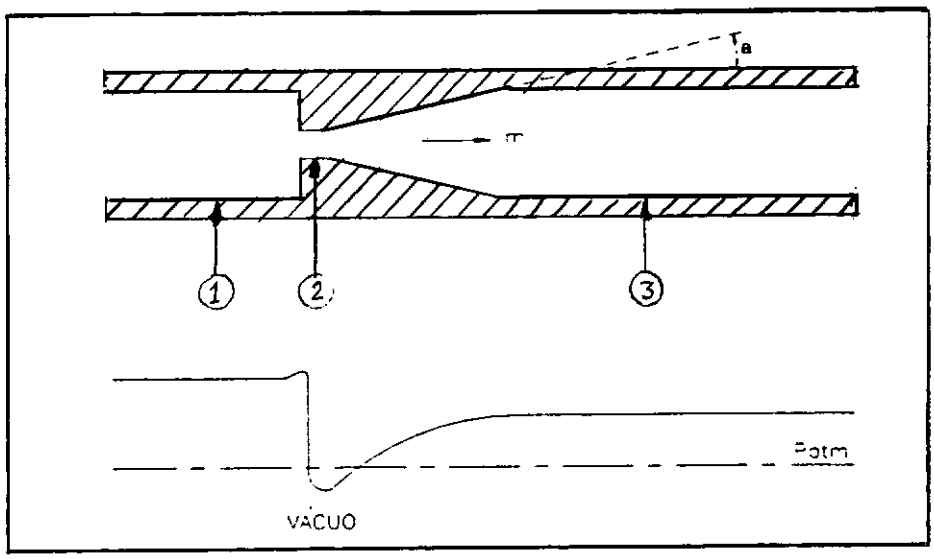


**Figura 1 - Desenho esquemático do sistema deprimogênio divergente**

A figura 1, mostra um desenho esquemático do sistema deprimogênio divergente. Faz parte deste sistema um trecho reto com diâmetro ($d_1$) , uma brusca diminuição na seção para um diâmetro ($d_2$) , e um suave divergente na saía atê atingir um diâmetro ($d_3$). As pressões nas seções 1, 2 e 3 são avaliadas neste trabalho. O gráfico da figura 1, mostra esquemáticamente como varia a pressão ao longo do sistema deprimogênio divergente. O aumento de velocidade da seção 1 para a 2, faz com que a pressão inicial do escoamento ($P_1$), diminua, atingindo valores inferiores à atmosfera na seção 2, ($P_2$). Esta pressão recupera-se ao longo do divergente até á seção 3 com ($P_3$).

## FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Pretende-se desenvolver um modelo que determine a partir de uma dada pressão e vazão de trabalho do reator ou processo, a geometria e as pressões de trabalho do sistema deprimogênio. Define-se então como dados de projeto a vazão de líquido (m), pressão na saida do sistema deprimogênio ($P_3$) , assim como o diâmetro na entrada ($d_1$) e na saida ($d_3$), que normalmente são iguais ao diâmetro da tubulação existente. A pressão na entrada do sistema ($P_1$) tem que ser determinada para avaliar-se a potência necessária que deve ser fornecida ao escoamento. Como dimensionamento geomêtrico determina-se o diâmentro da restrição ($d_2$).

Supondo escoamento incompressível, ideal em regime permanente ao longo de uma linha de fluxo, pode-se escrever a partir da equação da energia e da equação da continuidade que a vazão do escoamento numa restrição (figura 1) pode ser dada por,

$$m = C_1 \cdot A_2 / (1-\beta_1^4)^{1/2} \cdot [\, 2 \cdot \rho \cdot (P_1 - P_2)\,]^{1/2} \qquad [1]$$

ou

$$m = C_2 \cdot A_2 / (1-\beta_2^4)^{1/2} \cdot [\, 2 \cdot \rho \cdot (P_3 - P_2)\,]^{1/2} \qquad [2]$$

onde, (m) é a vazão mássica, ($A_2$) área da seção da restição, $\beta_1 = d_2/d_1$ , $\beta_2 = d_2/d_3$ e ($\rho$) a massa especifica do líquido. $C_1$ e $C_2$ são os coeficientes de vazão na entrada e na saida respectivamente.

Definindo-se coeficiente de recuperação (K) como

$$K = (C_1/C_2)^2 \cdot (1-\beta_1^4)/(1-\beta_2^4) \qquad [3]$$

e manipulando-se as equações (1) e (2), pode-se escrever que a pressão recuperada, ($P_3$), após o sistema deprimogênio divergente é dada por :

$$P_3 = P_2 + K \cdot (P_1-P_2) \qquad [4]$$

Se os diametros na entrada e saída são iguais, ($d_1=d_3$) , então o coeficiente de recuperação é só função de ($C_1$) e ($C_2$) , a equação 3 toma a forma, $K=(C_1/C_2)^2$ .

## APARATO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A figura 2 representa o aparato experimental utilizado na avaliação do sistema . Fazem parte deste aparato um reservatório de água pressurizado, uma bomba de água, uma válvula reguladora de vazão, o sistema deprimogênio e finalmente uma válvula controladora de pressão a jusante do sistema. O reservatório foi utilizado com duas finalidades, como reguladora de vazão e pressão a montante do sistema deprimogênio e como medidor de vazão de água a partir do volume deslocado. O reservatório foi previamente aferido, estimando-se a incerteza no volume deslocado de 1 %. A bomba de 1/4 HP foi utilizada para aumentar a vazão do sistema. Na medida de pressão utilizaram-se transdutores de pressão da com incerteza de 0.50 %. Na leitura dos valores de pressão utilizou-se um sistema de aquisição de dados em tempo real, através de um micro computador do tipo PC-AT-386. Todas as incertezas foram avaliadas para um grau de confiabilidade de 95,4 %

Avaliou-se diversos sistemas deprimogênios com diâmetros de restrição ($d_2$) de 3, 5, 7, 8 e 19 milimetros. Variou-se as pressões a montante ($P_1$), fixando-se a pressão na restrição ($P_2$) em valores próximos a vacuo absoluto (0 pascal.), através da regulagem da pressão a jusante ($P_3$). Conhecida a vazão do sistema, a geometria, e medidndo-se as pressões, determina-se através das equações 1 e 2 os coeficientes de vazão ($C_1$) e ($C_2$) e o coeficiente de recuperação (K).

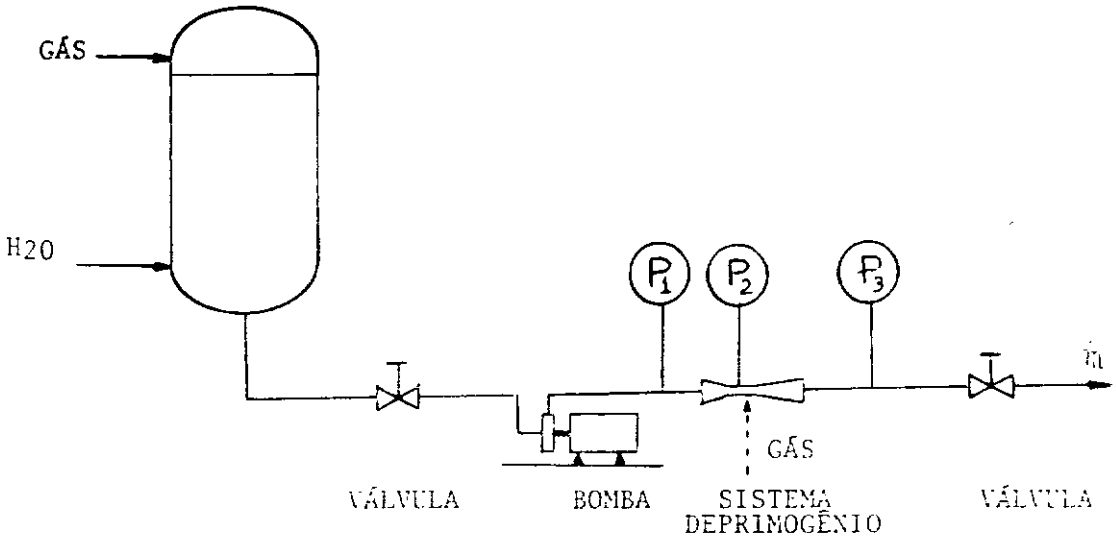


**Figura 2 - Aparato experimental**

## RESULTADOS EXPERIMENTAIS

As tabelas de 1 a 5 mostram os resultados experimentais de vazão e pressão ao longo dos cinco sistemas deprimogênios divergentes propostos no trabalho. Regulou-se o sistema para se obter sempre uma pressão ($P_2$) menor ou igual à atmosférica. Variando-se a pressão na entrada ($P_1$), verificou-se o valor da pressão na saída ($P_3$). O coeficiente de vazão na entrada ($C_1$) e saída ($C_2$) e o coeficiente de recuperação (K) foram determinados para cada ponto experimental, através das relações 1,2 e 3 respectivamente.

Os resultados experimentais de pressão apresentados, estão em valores absolutos.

**Tabela 1 - Resultados experimentais do injetor 1**
**a=0,349 rad , $d_1$=26,6 mm, $d_2$=3,0 mm, $d_3$=26,6 mm**

| vazão $m^3/h$ | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | $C_1$ | $C_2$ | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 0,395 | 232 | 0 | 109 | 0,728 | 1,06 | 0,470 |
| 0,425 | 298 | 0 | 136 | 0,691 | 1,02 | 0,456 |
| 0,478 | 341 | 0 | 163 | 0,726 | 1,05 | 0,478 |
| 0,521 | 410 | 0 | 192 | 0,722 | 1,06 | 0,468 |
| 0,568 | 522 | 0 | 261 | 0,698 | 0,99 | 0,502 |
| 0,685 | 787 | 0 | 343 | 0,686 | 1,04 | 0,436 |
| 0,703 | 853 | 0 | 496 | 0,675 | 0,99 | 0,464 |

A tabela 1 mostra os resultados para um sistema deprimogênio com diâmetro da restrição $d_2$=3,0 mm, $d_1$=26,6 mm, $d_3$=26,6 mm e um ângulo no divergente a=0,349 radianos. Variou-se a pressão na entrada entre 232 a 853 kPascal, mantendo-se a pressão na restrição em torno

**Tabela 3 - Resultados experimentais do injetor 3**
**a=0,349 rad , $d_1$=26,6 mm, $d_2$=7,9 mm, $d_3$=26.6 mm**

| vazão $m^3/h$ | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | $C_1$ | $C_2$ | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 2,11 | 219 | 57,2 | 126 | 0,662 | 1,02 | 0,424 |
| 2,18 | 131 | 62,1 | 135 | 0,670 | 1,01 | 0,442 |
| 2,27 | 243 | 64,0 | 146 | 0,678 | 0,99 | 0,467 |
| 2,39 | 263 | 46,4 | 155 | 0,690 | 1,03 | 0,446 |
| 2,84 | 347 | 76,8 | 207 | 0,693 | 0,99 | 0,487 |
| 2,96 | 369 | 81,7 | 213 | 0,700 | 1,03 | 0,462 |
| 3,06 | 395 | 90,5 | 236 | 0,704 | 1,01 | 0,482 |

A tabela 4 mostra os resultados para um sistema deprimogênio com diâmetro da restrição $d_2$=8 mm, $d_1$=27,8 mm, $d_3$=27,8 mm e um ângulo no divergente a=0,175 radianos. Variou-se a pressão na entrada entre 218 a 439 kPascal, mantendo-se a pressão na restrição em torno de 0 kPa (vacuo). Pode-se observar na tabela 4 que para manter a pressão após a restrição $P_3$=159 kPa , fazendo vacuo na restrição, $P_2$=0 kPa , é necessária uma vazão de água, Q=3,30 $m^3/h$ e uma pressão na entrada $P_1$=326 kPa. Determina-se o coeficiente de recuperação K=0,489 , coeficiente de vazão na entrada $C_1$=0,718 e na saída $C_2$=1,03. Determinou-se os valores médios dos coeficientes para toda a faixa avaliada. Para esta geometria determinou-se o coeficiente de vazão médio na entrada $C_1$=0,725 +/- 3,4 % , na saída $C_2$=1,02 +/- 3,2 % , e o coeficiente de recuperação médio, K=0,506 +/- 7,9 % .

**Tabela 4 - Resultados experimentais do injetor 4**
**a=0,175 rad , $d_1$=27,8 mm, $d_2$=8 mm, $d_3$=27,8 mm**

| vazão $m^3/h$ | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | $C_1$ | $C_2$ | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 2,70 | 218 | 0 | 111 | 0,717 | 1,00 | 0,511 |
| 3,01 | 271 | 0 | 130 | 0,718 | 1,03 | 0,482 |
| 3,30 | 326 | 0 | 159 | 0,718 | 1,03 | 0,489 |
| 3,61 | 381 | 0 | 199 | 0,726 | 1,00 | 0,524 |
| 3,98 | 439 | 0 | 230 | 0,746 | 1,03 | 0,525 |

A tabela 5 mostra os resultados para um sistema deprimogênio com diâmetro da restrição $d_2$=19 mm, $d_1$=38,1 mm, $d_3$=63,5 mm e um ângulo no divergente a=0,175 radianos. Variou-se a pressão na entrada entre 367 a 662 kPascal, mantendo-se a pressão na restrição em torno de 75 kPa (vacuo). Pode-se observar na tabela 5 que para manter a pressão após a restrição $P_3$=324 kPa , fazendo vacuo na restrição, $P_2$=52,3 kPa, é necessária uma vazão de água, Q=23,4 $m^3/h$ e uma pressão na entrada $P_1$=655 kPa. Determina-se o coeficiente de recuperação K=0,454 , coeficiente de vazão na entrada $C_1$=0,644 e na saída $C_2$=0,98.

de 0 kPa (vacuo). Pode-se observar na tabela 1 que para manter a pressão após a restrição $P_3$=261 kPa , fazendo vacuo na restrição, $P_2$=0 kPa, é necessária uma vazão de água, Q=0,568 $m^3/h$ e uma pressão na entrada $P_1$=522 kPa. Determina-se o coeficiente de recuperação K=0,502, coeficiente de vazão na entrada $C_1$=0,698 e na saída $C_2$=0,99. Determinou-se os valores médios dos coeficientes para toda a faixa avaliada. Para esta geometria determinou-se o coeficiente de vazão médio na entrada $C_1$=0,704 +/- 6,1 %, na saída $C_2$=1,03 +/- 5,9 % , e o coeficiente de recuperação médio, K=0,468 +/- 8,6 %

**Tabela 2 - Resultados experimentais do injetor 2**
**a=0,349 rad , $d_1$=26,6 mm, $d_2$=5,0 mm, $d_3$=26,6 mm**

| vazão $m^3/h$ | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | $C_1$ | $C_2$ | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1,15 | 258 | 0 | 108 | 0,723 | 1,11 | 0,419 |
| 1,36 | 382 | 0 | 173 | 0,703 | 1,04 | 0,453 |
| 1,38 | 396 | 0 | 165 | 0,700 | 1,08 | 0,417 |
| 1,58 | 515 | 0 | 244 | 0,703 | 1,02 | 0,474 |
| 1,82 | 686 | 0 | 299 | 0,702 | 1,06 | 0,436 |
| 1,84 | 700 | 0 | 306 | 0,702 | 1,06 | 0,437 |
| 1,88 | 736 | 0 | 336 | 0,699 | 1,04 | 0,456 |

A tabela 2 mostra os resultados para um sistema deprimogênio com diâmetro da restrição $d_2$=5,0 mm, $d_1$=26,6 mm, $d_3$=26,6 mm e um ângulo no divergente a=0,349 radianos. Variou-se a pressão na entrada entre 258 a 736 kPascal, mantendo-se a pressão na restrição em torno de 0 kPa (vacuo). Pode-se observar na tabela 2 que para manter a pressão após a restrição $P_3$=244 kPa , fazendo vacuo na restrição, $P_2$=0 kPa , é necessária uma vazão de água, Q=1,58 $m^3/h$ e uma pressão na entrada $P_1$=515 kPa. Determina-se o coeficiente de recuperação K=0,474 , coeficiente de vazão na entrada $C_1$=0,703 e na saída $C_2$=1,02. Determinou-se os valores médios dos coeficientes para toda a faixa avaliada. Para esta geometria determinou-se o coeficiente de vazão médio na entrada $C_1$=0,705 +/- 2,4 %, na saída $C_2$=1,04 +/- 5,6 % , e o coeficiente de recuperação médio, K=0,442 +/- 9,4 %

A tabela 3 mostra os resultados para um sistema deprimogênio com diâmetro da restrição $d_2$=7,9 mm, $d_1$=26,6 mm, $d_3$=26,6 mm e um ângulo no divergente a=0,349 radianos. Variou-se a pressão na entrada entre 219 a 395 kPascal, mantendo-se a pressão na restrição em torno de 70 kPa (vacuo). Pode-se observar na tabela 3 que para manter a pressão após a restrição $P_3$=155 kPa, fazendo vacuo na restrição, $P_2$=46,4 kPa , é necessária uma vazão de água, Q=2,39 $m^3/h$ e uma pressão na entrada $P_1$=263 kPa. Determina-se o coeficiente de recuperação K=0,446 , coeficiente de vazão na entrada $C_1$=0,690 e na saída $C_2$=1,03. Determinou-se os valores médios dos coeficientes para toda a faixa avaliada. Para esta geometria determinou-se o coeficiente de vazão médio na entrada $C_1$=0,685 +/- 4,6 %, na saída $C_2$=1,01 +/- 3,2 %, e o coeficiente de recuperação médio, K=0,459 +/- 9,9 %.

Determinou-se os valores médios dos coeficientes para toda a faixa avaliada. Para esta geometria determinou-se o coeficiente de vazão médio na entrada $C_1$=0,668 +/-5,5 %, na saída C2=1,0 +/-7,8 %, e o coeficiente de recuperação médio, K=0,475 +/-12,6 %

**Tabela 5 - Resultados experimentais do injetor 5**
**a=0,175 rad , $d_1$=38,1 mm, $d_2$=19 mm, $d_3$=63,5 mm**

| vazão $m^3/h$ | $P_1$ kPa | $P_2$ kPa | $P_3$ kPa | $C_1$ | $C_2$ | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 17,6 | 367 | 57,2 | 217 | 0,674 | 0,96 | 0,521 |
| 18,3 | 447 | 100,0 | 250 | 0,675 | 1,04 | 0,447 |
| 21,0 | 522 | 100,0 | 296 | 0,675 | 1,04 | 0,466 |
| 23,4 | 655 | 52,3 | 324 | 0,644 | 0,98 | 0,454 |
| 23,6 | 662 | 70,9 | 353 | 0,656 | 0,97 | 0,488 |

## CONCLUSÕES

Pretende-se com este trabalho obter uma metodologia para cálculo de sistemas deprimogênios divergentes na produção de vacuo em escoamento de liquido pressurizado, para possivel injeção de gases à pressão atmosfêrica.

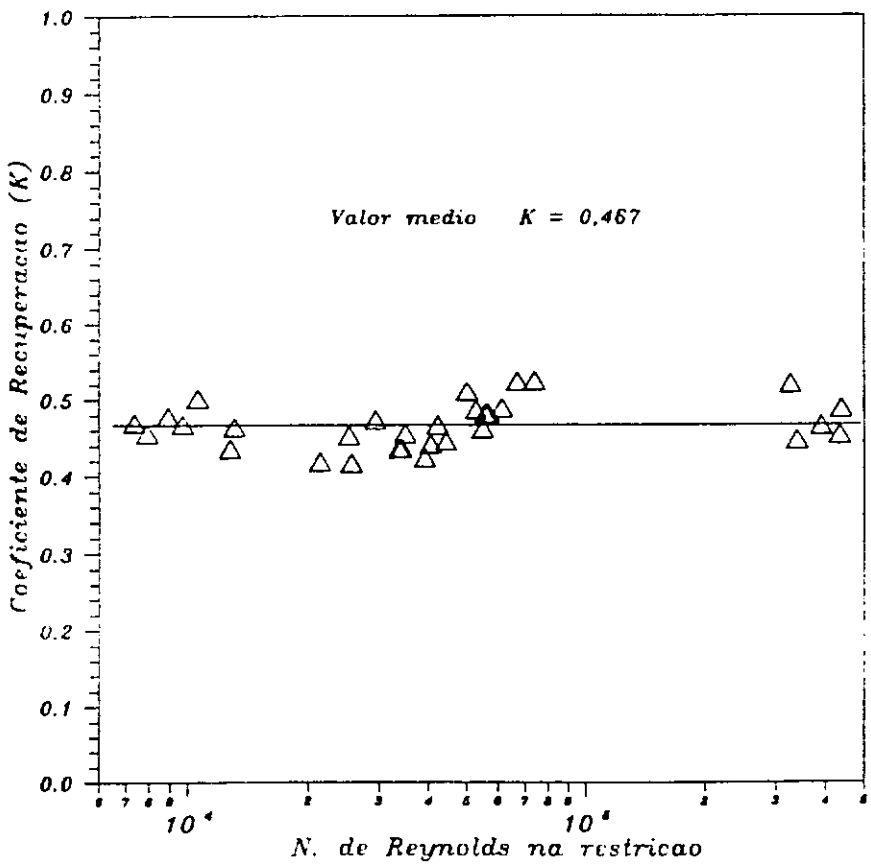


**Figura 3 - Avaliação do coeficiente de recuperação do sistema**

A figura 3 mostra os resultados experimentais do coeficiente do recuperação (K) em função do numero de Reynolds avaliado na restrição ($d_2$). A linha continua representa o valor mêdio do coeficiente. Como se pode observar os experimentos foram realizados para um numero de Reynolds entre $6{,}0.10^{+3}$ e $5{,}0.10^{+5}$. Considerando todos os experimentos determinou-se o coeficiente de vazão mêdio na entrada ($C_1$=0,698) com uma incerteza de 8,6 %, o coeficiente de vazão na saida ($C_2$=1,0) com uma incerteza de 8,9 % e finalmente o coeficiente de recuperação (K=0,467) com uma incerteza de 14,8 %. Nesta avaliação da incerteza de medida foi levado em conta a incerteza dos instrumentos de medição, do sistema de aquisição de dados de 12 bits e as flutuações dos resultados.

Observou-se durante os experimentos que o valor de (K) apresenta uma descontinuidade quando a pressão na restrição passa de menor a maior que a atmosférica. Um aumento do valor de (K) é observado. Verifica-se que a variação dos diâmetros de entrada e saida do sistema não interferem no resultado. Variações no ângulo do divergente não tiveram influência apreciável nos resultados. Para dimensionamento de um sistema deprimogênio deste tipo, através dos valores de (K, $C_1$ e $C_2$), deverá-se utilizar esta metodologia, observando sempre se as variáveis estão dentro dos limites dos resultados deste trabalho

Quanto maior for o valor de (K), maior será a pressão após o sistema ($P_3$), eq. 4. Para aumentar o valor de (K), tem-se que aumentar o valor de ($C_1$), eq. 3. Mantendo-se o mesmo diferencial de pressão ($P_1$-$P_2$), a mesma vazão no sistema (m), ($C_2$,$d_1$,$d_3$ inalteraveis), e aumentando-se o valor de ($C_1$), tem-se que diminuir a área da restrição ($A_2$), eq. 1. Para aumetar o valor de ($C_1$), tem-se que modificar a geometria na entrada do sistema, passando por exemplo, de entrada na restrição em canto vivo (de $d_1$ para $d_2$), para entrada em ângulo, ou entrada do tipo bocal.

## REFERÊNCIAS


1) Welty,J.R., Wicks,C.E., Wilson,R.E. "Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer", Mc Graw Hill,3ª edição, 1984

2) Holman,J.P., "Experimental Methods For Engineers", Mc Graw Hill international editions, 5ª edição

# Anexo G - Determinação experimental do coeficiente de transferência de massa em dispersão de gás ozônio em coluna de líquido.

Artigo publicado em 1993

XXI Encontro Sobre Escoamento em Meios Porosos
Ouro Preto, Minas Gerais, - Brasil

# DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM DISPERSÃO DE GÁS OZÔNIO EM COLUNA DE LÍQUIDO

por

A. F. MONTALVÃO[1], C. RUSSO[2], M. ALBUQUERQUE[3]

RESUMO -- Sistemas de tratamento de efluente através de borbulhamento de gás oxigênio no meio líquido, colocando os efluentes em colunas, são utilizados com certa frequência. Com a nova perspectiva de utilização de gás ozônio no tratamento de efluente, existe a necessidade de um estudo e uma avaliação para este tipo de processo. Neste trabalho avaliou-se experimentalmente coeficientes de transferência de massa numa coluna de líquido, borbulhando gás Oxigênio/Ozônio através de um meio poroso. Comparam-se estes resultados com relações de avaliação de coeficientes de transferência de massa encontrados na literatura.

## INTRODUÇÃO

Objetivou-se neste trabalho verificar experimentalmente, se o processo de transferência de massa de gás ozônio em água neutra, utilizando um sistema de borbolhamento de ozônio através de um meio poroso numa coluna de água, pode ser avaliado através de um modelo simples e utilizando-se relações encontradas na literatura.

Geralmente quando pretende-se utilizar o ozônio a partir do oxigênio, a concentração de geração, ótima economicamente, é da ordem de 3% em base mássica, com isso utilizaram-se valores desta ordem durante os experimentos. As incertezas dos resultados experimentais foram avaliadas para um grau de confiabilidade de 95,4%.

A figura 1 mostra um desenho esquemático do aparato experimental. Fazem parte do sistema um gerador de ozônio, dois analisadores, uma coluna de líquido e um sistema de aquisição de dados em tempo real, utilizando uma placa AD e um micro computador do tipo AT-286.

A partir de oxigênio gera-se uma certa quantidade de ozônio que é introduzido através de um meio poroso na coluna de água. Os analisadores colocados antes e depois da coluna medem as quantidades de ozônio no gás, que entra e sai da coluna.

---

[1] Depto. Eng. Civil, COPPE/UFRJ, Fax: (021) 290-6626
[2] Depto. Eng. Química, COPPE/UFRJ, Fax: (021) 290-6626
[3] Centro Tecnológico, WHITE MARTINS GASES INDUSTRIAIS S.A, Fax.: (021) 341-8302

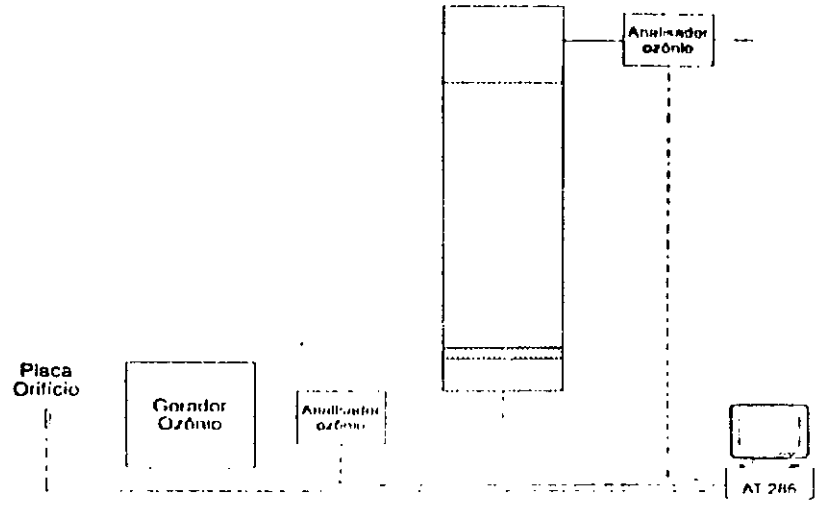


Figura 1 - Desenho esquemático do aparato experimental

## MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

### Modelo Teórico

Considera-se inicialmente que uma bolha de gás oxigênio com um certo percentual de ozônio está no meio líquido por um certo tempo, como mostra a figura 2. Existe uma transferência de massa de ozônio da bolha de gás para a água, fazendo com que o percentual de ozônio no meio líquido aumente no tempo.

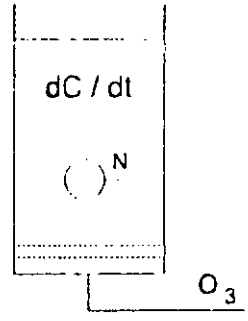


**Figura 2** - Desenho esquemático

Considerando o volume de controle, o líquido, supondo que só existe transferência de massa por convecção e que seja unicamente entre a bolha e o líquido, supondo o sistema bem misturado, determina-se a partir de um balanço de energia **(1)**,

$$\mathbf{N \cdot A = Q \cdot dC/dt} \qquad \textbf{(1)},$$

onde:

N = fluxo de massa entre a bolha e a água por unidade área e por unidade de tempo;
**A** = Área de transferência de massa na bolha;
**Q** = Volume total da mistura = volume de líquido;
**dC/dt** = é a taxa de variação da concentração de ozônio no líquido, em massa de gás por unidade de volume de líquido e por unidade de tempo.

O fluxo de massa por convecção entre a bolha e o líquido é definido como:

$$N = Kl\ (C^* - C) \qquad (1.a),$$

onde :

$C^*$ = Concentração da película de contato do gás com o líquido, ou seja concentração de saturação do gás no líquido em massa de gás por unidade de volume de líquido;

$C$ = Concentração média de gás no líquido num dado instante, em massa de gás por unidade de volume de líquido;

$Kl$ = coeficiente de transferência de massa entre a bolha e o líquido, em comprimento por unidade de tempo.

<u>Solução do modelo de transferência</u>

Rearrumando a Equação governante (1), obtem-se:

$$dC/dt + Kl\ .\ A/Q\ .\ C - Kl\ .\ A\ .\ C^*/Q = 0 \qquad (3),$$

para as condições:

c.i. : $t = 0$ , $C = C_0$

c.c. : $t = \infty$ , $C = C^*$ ↗ saturação

obtem-se a solução :

$$C = C^* + (C_0 - C^*)\ .\ \exp(-Kla\ .\ t) \qquad (4),$$

onde o coeficiente global de transferência de massa é :

$$Kla = Kl\ .\ A/Q \qquad (5).$$

<u>Avaliação da área de troca de massa</u>

Conhecendo-se a altura da coluna de água e o tempo que as bolhas de gás demoram a percorrer esta distância (tempo de permanência das bolhas no meio líquido) determina-se a velocidade média de ascenção das bolhas. Assumindo que cada bolha transita a uma velocidade constante, determina-se a partir de um balanço de forças que o diâmetro de uma bolha em deslocamento isolado é :

$$d = 3\ .\ C_d\ .W_l\ .\ V_*^2\ .\ \{\ (4\ .\ g\ .\ (W_l - W_g)\ \}^{-1} \qquad (6),$$

onde :

$C_d$ = coeficiente de arrasto entre a bolha e a água;

$W_l$ = massa específica do líquido;

$W_g$ = massa específica do gás;

$V_*$ = velocidade de ascensão de uma bolha isolada.

A Equação (6) é avaliada para uma única bolha transitando na coluna de líquido. Quando se tem um conjunto de bolhas, a velocidade das bolhas sofre uma alteração. "Mande & Whistone" desenvolveram uma relação (7) determinando a velocidade de uma partícula esférica isolada a partir da velocidade de um conjunto de partículas e da fração volumétrica em relação ao fluido.

$$V^* = V \cdot (1 - R)^{-n} \qquad (7),$$

onde:

$V^*$ = Velocidade de ascensão de uma bolha com diâmetro "d" movimentando-se isoladamente;
$V$ = Velocidade de ascenção do conjunto de bolhas;
$R$ = Razão entre os volumes de gás e líquido.

O expoente "n"é uma função do número de Reynolds. Para Reynolds menores que 0,3, tem-se que ( n = 4,65 ), para Reynolds maiores que 4000 tem-se que ( n = 2,33 ). A partir da equação (8) determina-se o valor de (n) para Reynolds intermediários ( 0,3 < Rey < 4000 ).

$$\log_{10}(n) = 0.6675 - 0.07689 \cdot (\log_{10} Rey + 0.3) \qquad (8).$$

Conhecido o diâmetro de cada bolha, o tempo de permanência de cada bolha no líquido, determina-se a área de troca de massa entre o gás e o líquido.

$$A = 6 \cdot G \cdot t^* / d \qquad (9),$$

onde, (G) é a vazão volumétrica de gás, (t*) o tempo de permanência de cada bolha no líquido.

## APARATO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Um tubo de acrílico de 3,5 metros de altura e 4 in de diâmetro é utilizado como coluna. Para uma altura de 3,0 metros de água obtem-se um volume de líquido de 20,2 litros com uma incerteza de 0,05 litros. Na medida de vazão de oxigênio na entrada do gerador utilizou-se uma placa de orifício com incerteza de 2%. Na medida de temperatura da água utilizou-se um termopar do tipo T (cobre/constantan) com uma incerteza de 1 celsius. Na medida de pressão utilizou-se um transdutor da "Transmitel" com incerteza de 0,25%. Na leitura de percentual de ozônio na entrada e na saída utilizaram-se dois analisadores da "PCI Ozone & Control System" com incerteza de 0,1 %. Utilizou-se um sistema de aquisição de dados de 12 bits, em tempo real, com leitura dos dados através de um microcomputador do tipo IBM - AT 286 gerando uma incerteza em cada medição de 0,25 %.

Conhecido a quantidade de ozônio que entra e sai da coluna de água, pode-se avaliar através de um balanço de massa a variação da concentração de ozônio na água ao longo do tempo.

Considerando o volume de controle como a água e o gás ozônio dissolvido nela, a figura 4 mostra os fluxos e as variações de massa neste volume de controle. A equação (10) representa, este balanço de massa.

$$me\ Ce = M\ dc / dt + ms\ Cs \qquad (10).$$

onde:

me,ms = vazão mássica de gás na entrada e saída da coluna;
Ce,Cs = Concentração de $O^3$ em base mássica, no gás na entrada e saída da coluna;
dc / dt = Taxa de variação da concentração de $O^3$ na água;
M = massa de água na coluna.

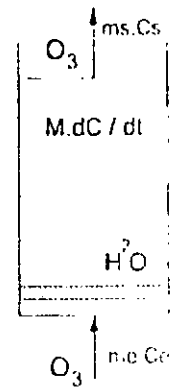


Figura 4 - Desenho esquemático do balanço de massa

A diferença na vazão mássica de gás entre a entrada e a saída não é significativa. Para avaliar esta diferença seria necessário um sistema mais sofisticado que uma simples placa de orifício. Supondo então que vazão mássica de gás entre a entrada e a saída não é significativa, assume-se que (me = ms = m). Com esta simplificação, a Equação (10) toma a forma :

$$dc/dt = m / M \ .\ ( Ce - Cs ) \qquad (11).$$

Integrando entre dois tempos consecutivos,

$$C_{(i+1)} = C_{(i)} + m/M\ [ Ce_{(i)} - Cs_{(i)} ] \ .\ [ t_{(i+1)} - t_{(i)} ] \qquad (12).$$

Com este procedimento determina-se experimentalmente a variação de concentração de $O_3$ na água ao longo do tempo, até atingir a saturação. Estes pontos experimentais servirão para ajustar o coeficiente de transferência de massa (Kla ) do sistema, ou seja calibrar o modelo desenvolvido ( 4 ). Utilizando este procedimento, calculando o valor da concentração num dado instante a partir da concentração num instante anterior,Eq.(12), gera um aumento acumulativo da incerteza. Para cada curva levantada foram medidos aproximadamente 50 pontos, com uma incerteza no primeiro ponto de 2,27% , no fim dos 50 pontos obtem-se uma incerteza na concentração de 16,1 %.

## RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Seis experimentos são mostrados neste trabalho. Medindo-se a vazão de gás e as concentrações de ozônio na fase gás, na entrada e saída da coluna de água ao longo do tempo, determinou-se através da Equação (11), a variação da concentração na fase líquida ao longo do tempo. A partir da temperatura média da água, da concentração de ozônio na entrada (fase gás), da pressão média das bolhas de gás, avalia-se a concentração de saturação para cada experimento. As figuras 5 a 10 mostram os resultados destes experimentos. No eixo vertical tem-se a razão entre a concentração do ozônio na água e a concentração de saturação. No eixo horizontal tem-se o tempo da experiência. Os pontos experimentais são demonstrados em pequenos triângulos.

Um ajuste do coeficiente de transferência de massa (Kla) no modelo, Equação (4), é mostrado em cada figura pela linha contínua. Em cada gráfico está impresso no canto inferior direito, o valor da temperatura média da água, concentração de saturação, vazão de oxigênio na entrada do gerador em condições normais (P,T) e o percentual de ozônio gerado.

As relações para cálculo das constantes de Henry, foram estimadas para uma incerteza de 10 %. A partir deste valor e de variações de pressão e temperatura, estima-se que a incerteza da concentração de saturação do ozônio na água neutra é 11,5 %. Conhecendo a incerteza da concentração medida e da concentração de saturação tem-se que a incerteza da razão entre a concentração ( C ) e concentração de saturação ( C* ) é de 19,8 %.

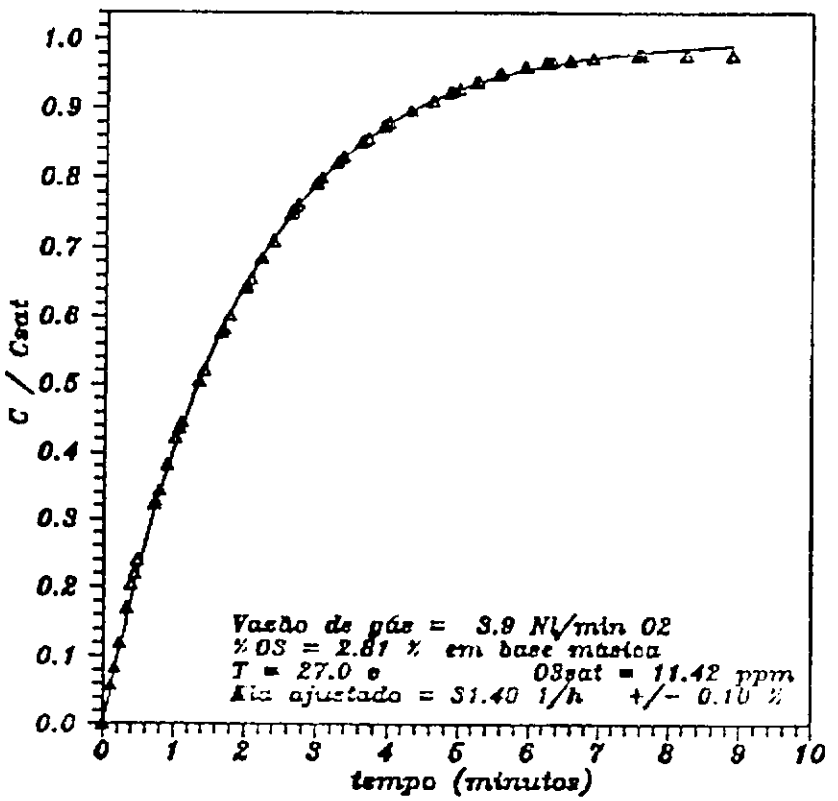


**Figura 5** - Resultados experimentais

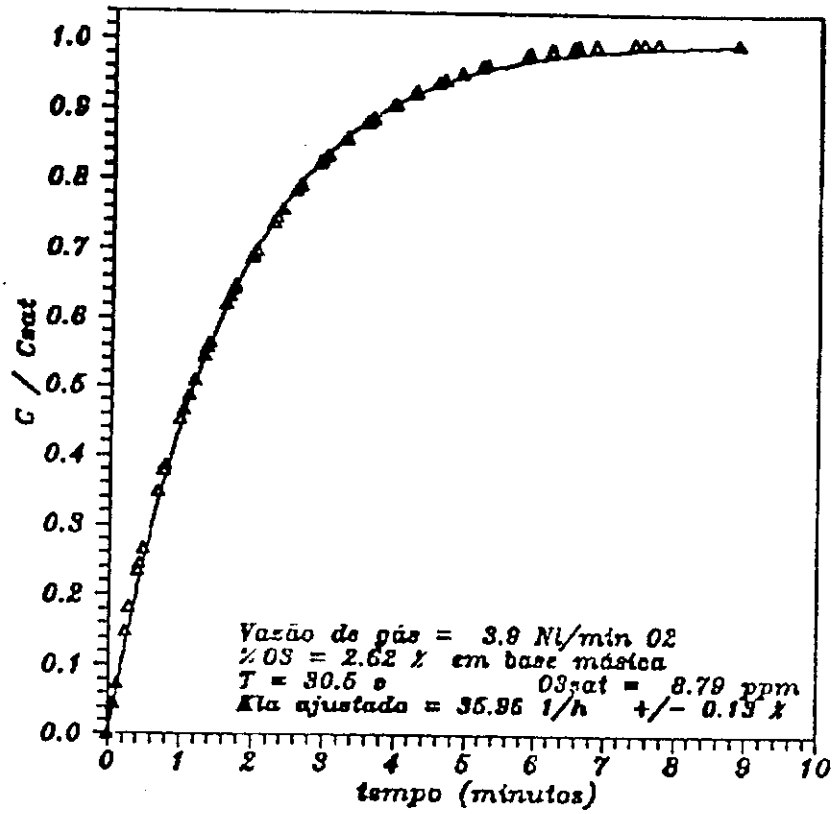


Figura 6 - Resultados experimentais

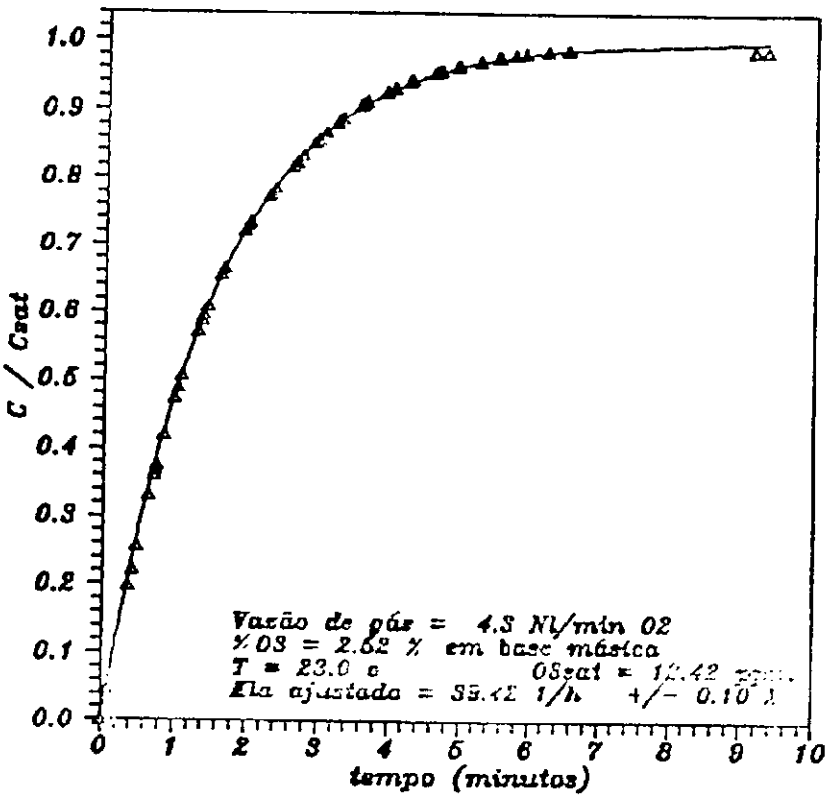


Figura 7 - Resultados experimentais

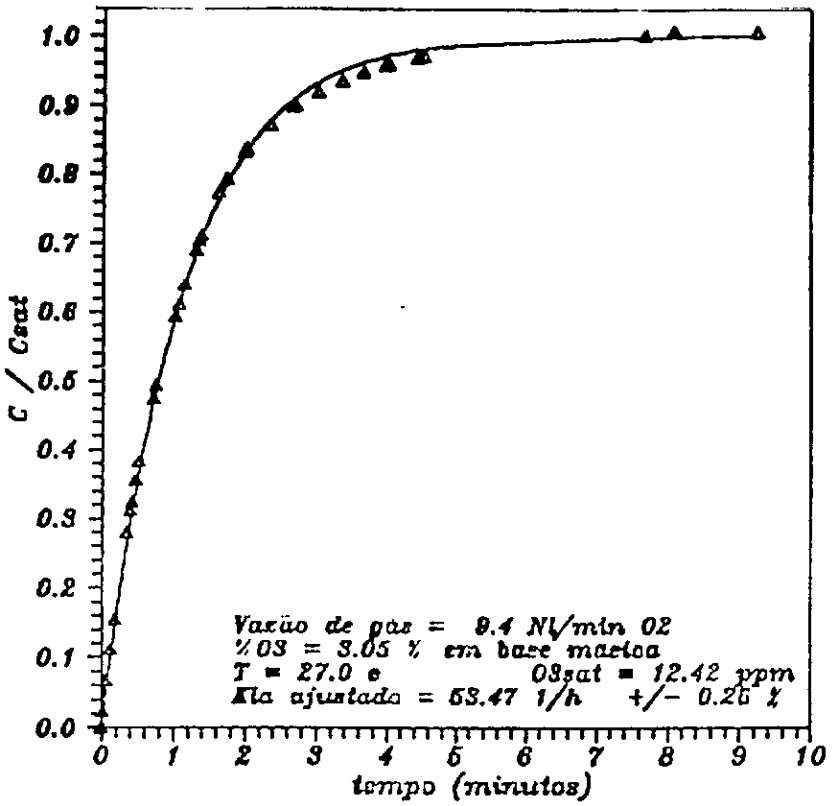


Figura 8 - Resultados experimentais

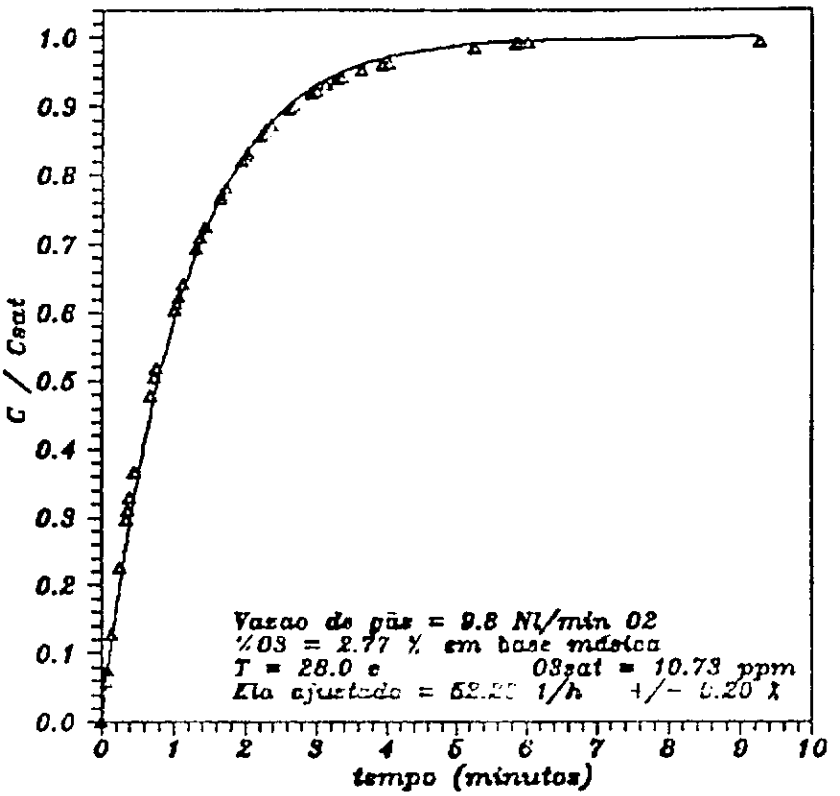


Figura 9 - Resultados experimentais

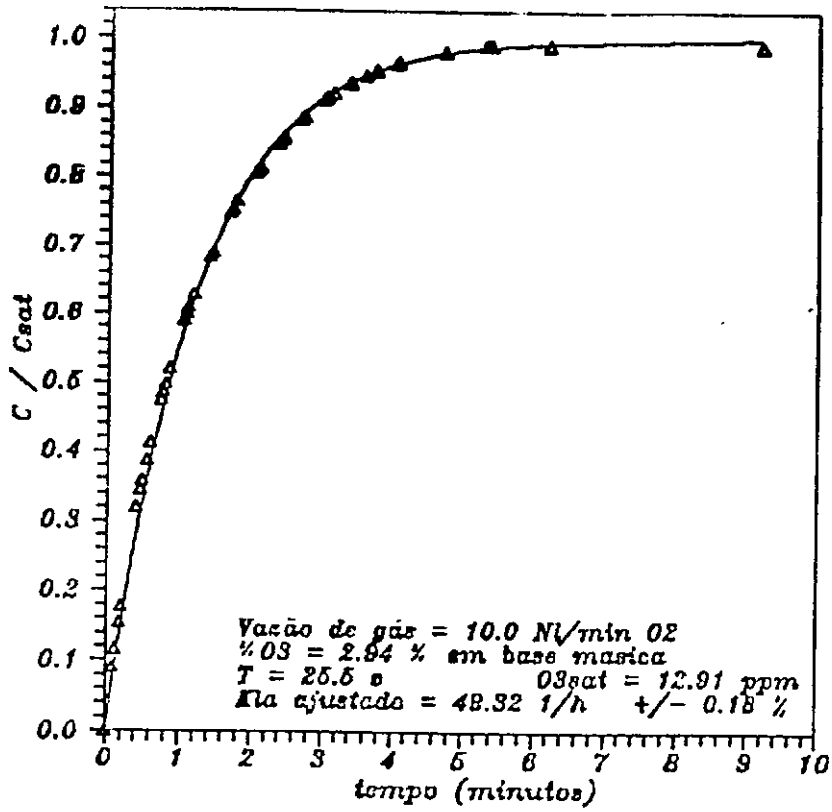


Figura 10 - Resultados experimentais

## COMENTÁRIOS FINAIS

Algumas relações de cálculo de coeficiente de transferência de massa (Kl) (em comprimento por unidade de tempo) podem ser encontradas na literatura, tais como a relação de Froessling (1939), Levich (1962), Brian & Hales (1969) e por Masschelein (1982) citadas pelo "Bird, Stewart, Ligtfoot. Na maioria dos casos estas relações são em função do número de Reynolds, do número Schmit e de Sherwood. Compara-se então, a equação de Masschelein (13) com os valores encontrados.

$$KL = 1.13 \cdot ( D_0 \cdot Vsg / d )^{0.5} \qquad (13),$$

onde:

**Kl** = coef. transf. massa (m/s);
$\mathbf{D_0}$ = coef. de difusão do ozônio na água ($m^2/s$);
**d** = diâmetro de cada bolha (m).

A velocidade superficial do gás é definida por:

$$Vsg = Qg / At \qquad (14),$$

onde:

**Qg** = vazão volumétrica de gás;
**At** = área transversal da coluna de líquido.

O coeficiente global de transferência de massa (Kla) é determinado pela Equação (5), onde a área total de transferência é determinada pela Equação (9).

Para avaliar a velocidade de subida do conjunto de bolhas, mediu-se o tempo de ascenção das bolhas, utilizando-se um cronômetro de acionamento manual. Este tempo foi de 13,7 seg., avaliado 10 vezes, obtendo-se uma incerteza de +/- 7 %. Para a altura de 3 metros de coluna de água, a velocidade de subida das bolhas é 0,219 m/s.

Conhecida a velocidade de subida do conjunto de bolhas (V), determina-se o diâmetro de cada bolha, utilizando-se das Equações (6) e (7).

A incógnita é determinar o coeficiente de arrasto ($C_d$) entre uma bolha isolada escoando na água, Equação (6). Para o caso de uma bolha esférica com velocidade entre 0,2 e 0,3 m/s e diâmetros entre 2 e 5 mm, tem-se coeficientes de descarga ($C_d$) entre 0,4 e 0,7, valores experimentais encontrados na literatura.

Quando se tem um grande volume de bolhas escoando na coluna, o coeficiente de arrasto é alterado. A ascenção de uma determinada bolha é alterada pela ascenção de outra bolha. A Equação (7) leva em conta esta interferência. O problema maior é quando se aumenta muito o número de bolhas, passando-se a ter uma coalescência de bolhas a partir de uma certa altura da coluna de líquido, fazendo com que o diâmetro médio das bolhas aumente. Na determinação do diâmetro de uma bolha (6), o valor de ($C_d$) deverá ser aumentado para se ter um aumento no tamanho médio de bolhas.

A tabela 1 mostra os valores de ($C_d$) que devem ser assumidos para que o (Kla) ajustado no experimento seja igual ao determinado por Masschelein, Equações (13) e (5).

Tabela 1 - Valores de coeficientes de arraste.

| Vazão de gás [ Nl / min ] | Cd de uma bolha | Reynolds | diâmetro bolhas [mm] | Kla experimental [ 1/h ] | Kla calculado [ 1/h ] |
|---|---|---|---|---|---|
| 3,90 | 0,514 | 446,2 | 2,33 | 31,40 | 31,38 |
| 3,87 | 0,466 | 423,3 | 2,12 | 35,96 | 35,94 |
| 4,27 | 0,473 | 438,0 | 2,20 | 39,42 | 39,46 |
| 9,44 | 0,651 | 789,5 | 3,97 | 53,47 | 53,54 |
| 9,75 | 0,672 | 827,8 | 4,16 | 52,26 | 52,39 |
| 10,05 | 0,711 | 887,7 | 4,45 | 49,32 | 49,33 |

Na tabela 1, pode-se observar que o valor de ($C_d$) aumenta quando se aumenta a quantidade de gás na coluna, provocando um aumento nos diâmetros médios das bolhas. Para vazões baixas, 4 Nl/min. tem-se diâmetros médios de bolhas da ordem de 2,2 mm. Para valores de vazão mais elevados 10 Nl/min. tem-se bolhas com diâmetros médios da ordem de 4 mm. Verifica-se que o coeficiente de arrasto determinado, assume valores da ordem de grandeza esperada.

Assumindo dois grupos de coeficiente de arrasto, um para vazões baixas da ordem de 4 Nl/min. e um outro da ordem de 10 Nl/min., obtem-se dois coeficientes de arrasto médios. Para o primeiro grupo ($C_d$ = 0,484) e para o segundo ($C_d$ = 0,678). A tabela 2 mostra o resultado obtido assumindo estes valores de coeficiente de arraste.

**Tabela 2** - Valores do coeficiente global de transferência de massa **(Kla)**.

| Vazão de gás [ Nl / min ] | Cd de uma bolha | diâmetro bolhas [mm] | Kla experimental [ 1/h ] | Kla calculado [ 1/h ] | desvio [%] |
|---|---|---|---|---|---|
| 3,90 | 0,48 | 2,18 | 31,40 | 34,7 | +9,5 |
| 3,87 | 0,48 | 2,18 | 35,96 | 34,4 | -4,5 |
| 4,27 | 0,48 | 2,23 | 39,42 | 38,6 | -2,1 |
| 9,44 | 0,68 | 4,14 | 53,47 | 50,3 | -6,3 |
| 9,75 | 0,68 | 4,21 | 2,26 | 51,5 | -1,5 |
| 10,05 | 0,68 | 4,27 | 49,32 | 52,6 | +6,2 |

Variações na adoção do coeficiente de descarga ($C_d$), provocam variações no coeficiente global de transferência de massa (Kla) calculado,Eq.(13), de ordem de grandeza superior (em porcentagem), tendo-se com isso adotado 2 vaores de Cd na tabela 2, um para baixa vazão e outra para vazão mais elevada. Comparando os dados de coeficiente de arrasto ($C_d$) e (Kla) entre as duas tabelas (1 e 2) para 10,05 Nl/min. verifica-se que, para um desvio de ($C_d$) de 4,6 %, 0,711 na tabela 1 e 0,680 na tabela 2, obteve-se um desvio de 6,2 % no (Kla). Para 3,90 Nl/min. verifica-se que, para um desvio do ($C_d$) de 7,1 %, obteve-se um desvio de 9,5% no (Kla). A sensibilidade do cálculo do coeficiente global de transferência de massa (Kla), a partir do coeficiente de descarga é expressiva, podem-se obter erros que não satisfaçam às necessidades.

Um outro procedimento que pode ser realizado é a utilização de relações empíricas na determinação do coeficiente global de transferência de massa (Kla). Neste procedimento as relações só podem ser utilizadas neste reator e dentro das faixas para as quais foram determinadas.

A partir de uma relação característica, já utilizada por outros autores, Roustan (1987), Laplanche (1989), citados pelo "Bird, Stewart, Ligtfoot", pode-se ajustar os valores de (Kla) deste reator.

A Equação (22) pode ser ajustada aos valores de (Kla) determinados experimentalmente neste reator.

$$Kla = a \cdot Vsg^{b} \qquad (22).$$

No reator utilizado, a área transversal é At = 0,006735 $m^2$ e a vazão volumétrica de gás deve ser avaliada para uma pressão média de metade da coluna de líquido ( H /2 = 1,5 m ).

Utilizando-se o método dos mínimos quadrados para ajuste da equação acima, determinou-se com uma incerteza no ajuste de 5,9 % os valores das constantes:

**a = 273,51** **b = 0,4311**

A tabela 3 compara os resultados experimentais do coeficiente global de transferência de massa no reator com os valores obtidos pela Equação empírica (22). Esta relação (22) não deve ser utilizada para vazões inferiores a 3,9 Nl/min. e não superiores que 10.0 Nl/min.

Tabela 3 - Valores de Kla ajustados pela Equação (22).

| Vazão de gás [ Nl / min ] | Vazão de gás(H/2) [L/min.] | Kla experimental [ 1/h ] | Kla ajustado [ 1/h ] | desvio [%] |
|---|---|---|---|---|
| 3,9 | 3,41 | 31,40 | 34,89 | +10,0 |
| 3,9 | 3,41 | 35,96 | 36,00 | -3,0 |
| 4,3 | 3,75 | 39,42 | 36,39 | -8,3 |
| 9,4 | 8,21 | 53,47 | 50,99 | -4,9 |
| 9,8 | 8,56 | 52,26 | 51,91 | -6,8 |
| 10,0 | 8,73 | 49,32 | 52,36 | +5,8 |

Verifica-se que o procedimento utilizando o modelo teórico em conjunto com a relação de Masschelein no cálculo do Kla, satisfaz comparando-o com a Equação (22), que gera um desvio de cálculo da mesma ordem de grandeza.

REFEÊNCIAS


[1] THANG,N.T e DAVES,M.R., "The structure of bubbly flow, through venturis. "Int. J. Multiphase Flow, 9, 1981, p. 191-210.

[2] CHISHOLM,D.,Two-phase flow, in pipeline and heat exchangers, Longman Inc., New York, 1983.

[3] TAITEL,Y. and DUCKLER,A. "A model for predicting flow, regimes transitions in horizontal and near-horizontal flow", A. I. Chemical Engineers, Journal, 1976,22,p.47-55.

[4] WIJNGAARDEN,L.V., "Propagation of shock waves in bubble-liquid mixtures", Progress in Heat and Mass Transfer, vol.6, 1971, p. 637-649

[5] HSU,YIH-YUN and GRAHAM, ROBERT W. Transport processes in boiling and two-phase systems : including near critical fluids, Hemisphere Publishing Corporation, Washington 1976, cap. 11, item 11.5.

[6] BORISOV,A.A., GERFLAND,B.E and TIMOFEEV,E.I. "Shock wave in liquids containing gas bubbles, "Int. J. Multiphases Flow, g. 1983, p. 531-543.

[7] NGUYEN,D.L., WINTER,E.R.F. and GREINER,M. "Sonic velocity in two-phases Systems", Int.J. Multiphases Flow, 7, 1981, p. 311-320

[8] PICARD,D.J and BISHNOI,P., "Calculation of the Thermodynamics Sound Velocity in Two-phases System", Int. J. Multiphases, 13,1987, p. 295-308

[9] THANG,N.T. and DAVES,M., "Pressure Distribution in Bubble Flow Through Venturis", Int. J. Multiphase Flow, 9, 1981, p. 191-210

[10] VIEIRA, LEONARDO S. P., "Estudo experimental e simulação de escoamentos bifásicos borbulhantes em bocais convergentes e divergentes", Tese de Mestrado, PUC, Rio de Janeiro, 1991

[11] CAVALCANTI, EVENDRO S. C. "Investigação experimental e modelo físico em escoamento bifásico em bocal convergente-divergente" Tese de Doutorado, COPPE, Rio de Janeiro, 1993

[12] HOLMAN,J. P. "Experimental Methods for Engineers" McGraw-Hill,1966

[13] SHAPIRO, A. H. "The Dynamics and Thermodinamics of Compressible Fluid Flow" John Wiley & Sons, New York 1953

[14] BIRD, STEWART and LIGTFOOT, "Transport Phenomena", Dep. of Chimical Engineering, University of Wesconsin

[15] KREIT and FRANK, "Principios de Transferencia de Calor", Editora Edgar Blucher Ltda.

[16] FOX and McDONALDS, "Introdução à Mecanica dos Fluidos", Ed. Guanabara

[17] ASME "Fluid Meters, their theory and application", New York, ed. 6, 1971

[18] TON D. REYNOLDS "Oxigen Transfer Rate Test on the Ashbrook Model MSAH-50", Water and Waste Consultant, Neal Pickett College station,Texas, July, 1968

[19] BATTINO R.,"Oxygen and Ozone Solubilites",Solubility Data Series, Flanklin Book Company,Inc. U.S.A,1992

[20] "Ozone in Water Treatment",Cooperative Research Report, Lewis Publishers,1991

[21] MONTALVÃO,A.F.F, RUSSO,C., ALBUQUERQUE,M.,. "Determinação experimental do coeficiente de transferência de massa em dispersão de gás ozônio em coluna de líquido", XXI Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos,Ouro Preto, M.G., Brasil, 1993.

[22] MONTALVÃO,A.F.A, ORLANDO,A.F.,JUNQUEIRA,P.,NUNES,L.,CARVALHO,M., "Metodologia para Aferição de Rotâmetros", I Simpósio em medição de vazão,IPT,SP,1989.

[23] MONTALVÃO,A.F.F, ALBUQUERQUE,M.,.., "Desenvolvimento e avaliação experimental de sistema deprimogênio divergente para a produção de vacuo",2nd Brazilian Symposium on flow mesurement, IPT,S.P. 1995.

[24] VALENTIN,F.H.H., " Absorption in Gás-Liquid Dispersion" E & F.N. SPON Ltda, London 1967.

[25] HINES,A. L. and MADDOX,R. N. "Mass Transfer and Fundamental Aplication ", NEAL R. AMUNDSON, Editor, University of Houston.

[26] AKSEI I. LYNDERSON, "Mass Transfer in Engineering Pratice", A Wiley - intersience Publication ,John Wiley & Sons,Chichester,1979.

[27] MARTIN SCHMAL, "Cinética Homogênio Aplicada e Calculo de Reatores", editora Guanabara Dois,1982.

[28] JAMES A. "An Introduction to Water Quality Modelling" A Wiley - intersience Publication ,John Wiley & Sons,Chichester,1984.

[29] ROUSTAN M. et al, "Mathematical Model for the Design of Ozone Bubble Diffusion Contactors",Eleventh Ozone World, San Francisco,USA,1993

[30] MASSCHELEIN W.J."Dynamics of Ozone Gas-to-Liquid Transfer-dependent Reations", Eleventh Ozone World, San Francisco,USA,1993

[31] GARCIA L.A.F. et al, "An Ejector for Gas"-Liquid Contacting Systems and Its Application in Ozone Water Treatement", Eleventh Ozone World, San Francisco,USA,1993

[32] PIERSON S.S.,BLANKENFELD and SHADIAKY,A.,"In-Line Injection of Ozone for Water Treatment"; Desing and Operation Experience, Eleventh Ozone World, San Francisco, USA,1993

[33] ZHOU H.,SMITH D.W., "Modelling of mass transfer and ozone decomposition in a bubble column", Experimental data, 12th World Congress of International Ozone Association, Lille,France,1995

[34] ROUSTAN M.,WANG R.Y.,WOLBERt D., "Modelling hidrodynamics and mass transfer parameters in a continuous ozone bubble column" 12th World Congress of International Ozone Association, Lille,France,1995

[35] HAHN L.,CARBONNIER F.,"Ozone Transfer efficiency on contact colums. Influence of ozone demand ratio"; 12th World Congress of International Ozone Association, Lille, France,1995

[36] BOISDON V.,FAIVRE M.,MARTIN N.,"Ozonation and flottation coupling. Process of generation of small bubbles"; 12th World Congress of International Ozone Association, Lille,France,1995