

Este exemplar corresponde a versão
final de Tese defendida por CÉLIO AUGUSTO GOMES
DE SOUZA, e aprovada pela Comissão Julgadora
em 25/4/1986.

Alfredo

TRANSFERÊNCIA DE CALOR COM MUDANÇA DE
FASE EM PROCESSOS DE BORBULHAMENTO

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

TRANSFERÊNCIA DE CALOR COM MUDANÇA DE
FASE EM PROCESSOS DE BORBULHAMENTO

Autor : Célio Augusto Gomes de Souza
Orientador : Alberto Luiz de Andrade

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia de Campinas-UNICAMP- como parte dos requisitos necessários para obtenção do Grau de "MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA"

Campinas - SP - Brasil

Abril de 1986

U N I C A M P
BIBLIOTECA CENTRAL

À minha mãe Reneé, pela fé e incentivo.
À minha esposa Socorro, pelo amor e com
preensão, e a meus filhos Alyne e Alan,
pelos seus carinhos.

A G R A D E C I M E N T O S

Ao Professor Doutor Alberto Luiz de Andrade, pela sua dedicada orientação e incentivo ao desenvolvimento deste trabalho.

Ao Professor Doutor João Alexandre F.R. Pereira, pelo apoio e valiosas sugestões com relação ao equipamento utilizado.

Ao Francisco Tomaz H. Verri, pelo ótimo trabalho fotográfico contido neste trabalho.

Ao Wilton Furquim, pelo auxílio na elaboração dos esquemas e gráficos que compõem o trabalho.

À Margarida Seixas Maia e Odette Roppello, pelo excelente serviço de datilografia.

Ao Departamento de Engenharia Química da FEC/UNICAMP, pelo uso de suas instalações.

Ao Departamento de Operações e Processos Químicos da UFPA, pelo apoio.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de nível Superior - CAPES, pela bolsa concedida.

Ao Carlos Felipe Gomes de Souza, pelo incentivo e amizade.

Aos Professores, Colegas e Funcionários do Departamento de Engenharia Química da FEC/UNICAMP.

R E S U M O

No desenvolvimento deste trabalho, é analisado o fenômeno de transferência de calor com mudança de fase em um processo de borbulhamento, obtido quando bolhas de gás aquecido, passam através de uma quantidade de líquido. Um equipamento é utilizado para a obtenção experimental das taxas de evaporação de uma quantidade de líquido, sendo realizados ensaios com temperaturas do gás de alimentação na faixa de 70 a 285°C. É analisado um modelo difusivo transiente, onde as equações resultantes para os cálculos dos coeficientes e fluxos de transferência de calor e massa levam em conta os efeitos na superfície da bolha. As equações do modelo são apresentadas de uma forma explícita permitindo a determinação direta das taxas de transferência de calor e massa na evaporação de um líquido, efetuando-se a comparação desses resultados com os valores experimentais. Os resultados obtidos com a aplicação de um modelo simultâneo e de um modelo com o superaquecimento, mostram que, para maiores temperaturas do gás e para maiores tempos de residência, ambos os modelos reproduzem satisfatoriamente as condições de operação.

Com a finalidade de se verificar o desempenho do equipamento em relação ao tempo necessário para este alcançar o regime permanente, é feita uma previsão da temperatura de equilíbrio do líquido, levando-se em conta os efeitos simultâneos, como também o efeito de superaquecimento, sendo esses valores confrontados com os resultados experimentais.

ABSTRACT

Heat transfer phenomena with phase change is analysed in a bubbling process, where heated gas bubbles pass through a liquid. The experimental evaporation rate is measured with an equipment which operates with gas feed temperatures in the range of 70 to 285⁰C. A diffusive transient model is presented in which the simultaneous transfer effects and surface bubble superheating are taken into account to calculate heat and mass transfer coefficients and flow rates. The modeling equations are presented in the explicit form thus permitting the direct calculations of heat and mass transfer rates during the evaporation of a liquid and the testing the predicted values with experimental results. A comparison between the simultaneous and the superheating models showed that at higher gas temperatures and higher residence times, both models reproduce satisfactorily the operational conditions.

In order to verify the equipment performance to obtain the bubbling time needed for the attainment of steady state, the liquid equilibrium temperature was theoretically calculated taking into account the simultaneous and the superheating effects, being these results compared with the experimental values.

S U M Á R I O

	Página
<u>RESUMO</u>	iii
<u>ABSTRACT</u>	iv
<u>CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO</u>	1
I.1 - ASPECTOS GERAIS E OBJETIVOS	2
<u>CAPÍTULO II - REVISÃO DA LITERATURA</u>	5
II.1 - INTRODUÇÃO	6
II.2 - HIDRODINÂMICA DAS BOLHAS	8
II.3 - TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA EM BOLHAS OU GOTAS	14
II.3.1 - <u>Considerações Gerais</u>	14
II.3.2 - <u>Coefficientes de Transferência da Fase Contínua</u>	15
II.3.3 - <u>Coefficientes de Transferência da Fase Dispersa</u>	19
II.3.4 - <u>Coefficientes de Transferência Simultâneos</u>	21
<u>CAPÍTULO III - FUNDAMENTOS TEÓRICOS: MODELO UTILIZADO</u>	26
III.1 - INTRODUÇÃO	27
III.2 - OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA E OS FLUXOS DE CALOR E MASSA SIMULTÂNEOS	27
III.3 - OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA E O EFEITO DE SUPERAQUECIMENTO	33
III.4 - O PERFIL INTERNO E A TEMPERATURA DA SUPERFÍCIE DA BOLHA	40
<u>CAPÍTULO IV - EQUIPAMENTO E COLETA DE DADOS EXPERIMENTAIS</u>	45
IV.1 - DESCRIÇÃO DA APARELHAGEM EXPERIMENTAL	46
IV.2 - OBTENÇÃO DAS MEDIDAS EXPERIMENTAIS	55
IV.2.1 - <u>Tabelas dos Dados Experimentais</u>	66

	Página
<u>CAPÍTULO V - ANÁLISE DOS RESULTADOS E CONCLUSÕES</u>	95
V.1 - INTRODUÇÃO	96
V.2 - DETERMINAÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA INTERNA , E DA TEMPERATURA MÉDIA DA SUPERFÍCIE DA BOLHA	99
V.3 - OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA	102
V.4 - AS TAXAS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA	105
V.5 - PREVISÃO DA TEMPERATURA DE EQUILÍBRIO DO LÍQUIDO	109
<u>NOMENCLATURA</u>	151
<u>ANEXO A</u>	155
<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	166

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO

1.1. ASPECTOS GERAIS E OBJETIVOS

Em muitos processos industriais de borbulhamento, o contato de uma fase gasosa e uma fase líquida, é feita pela dispersão do gás no líquido. Nestes processos, onde a troca de calor e massa são essenciais, torna-se imprescindível o conhecimento dos fenômenos de transporte das duas fases.

Esses processos, envolvem operações, tais como: evaporação, destilação, extração, etc. Equipamentos para essas operações, demandam altos custos, que vão desde a sua fase de projeto, até sua operação. Há então a necessidade de que o projeto, baseie-se principalmente em parâmetros confiáveis.

Para os processos que envolvem evaporação, a literatura apresenta as vantagens do evaporador de contato direto, em relação aos evaporadores que utilizam superfícies metálicas. Dentre estas vantagens podemos citar, uma maior simplicidade na construção do equipamento, e também a substituição da superfície metálica por uma interface gás-líquido.

Além da importância dos parâmetros para o projeto de equipamentos, onde ocorrem a transferência de calor e massa, deve-se destacar que esses parâmetros podem ser determinados através de um modelo que caracterize o fenômeno envolvido no processo, o qual envolve soluções analíticas para sua descrição, baseadas nas equações de energia e massa, e seu aprimoramento depende da existência de dados experimentais que permitam uma comparação com os resultados da teoria.

O conhecimento da análise simultânea da transferência de calor e massa, que ocorre na evaporação, deve ser caracterizado, para uma melhor descrição dos fenômenos envolvidos, pois

permitirá, que os coeficientes de transferência expressem os efeitos das diferenças de temperaturas e de concentrações que ocorrem simultaneamente no mesmo campo.

Em muitos processos de borbulhamento, a temperatura do gás é superior a temperatura do líquido. Este efeito chamado de superaquecimento da bolha, deve ser levado em conta, para uma melhor caracterização do fenômeno, nesse caso as taxas de evaporação englobarão não só calor sensível, como também calor latente.

Neste trabalho foi estudado um processo de borbulhamento, o qual envolve o sistema ar-água, sendo o ar a fase dispersa e a água a fase contínua.

Com o objetivo de analisar as transferências de calor e massa simultâneas, bem como o efeito do superaquecimento no processo, visando a determinação das taxas de evaporação da fase contínua, foi utilizado um modelo que reproduzisse esses fenômenos no processo de evaporação.

As soluções do modelo de ANDRADE (1) não permitiam a determinação direta da taxa de transferência, uma vez que essa variável não se encontrava de uma forma explícita nas equações, sendo então os cálculos realizados através de um método aproximado que requeria um valor arbitrado para um dos parâmetros da equação. No nosso trabalho essa variável foi explicitada, e através de cálculos numéricos simples, foi feita sua determinação de uma forma direta, e além disso, foi possível realizar uma análise mais detalhada do modelo desenvolvido, permitindo identificar-se o efeito do superaquecimento.

As taxas calculadas pelo modelo são comparadas com as

taxas determinadas experimentalmente obtida por meio de um equipamento que consta basicamente, de uma unidade de aquecimento do gás, e de uma unidade, chamada borbulhador, onde se processa o contato direto da fase líquida e o gás aquecido.

Foram obtidas experimentalmente as quantidades de líquido evaporado em diversas condições de operação. As faixas de operação, para a temperatura do gás de entrada no borbulhador, foram: 70, 100, 150, 180, 225, 285 graus centígrados, sendo realizadas diversas corridas, variando-se as alturas iniciais de borbulhamento em intervalos de tempos definidos.

Com o objetivo de analisar o desempenho de equipamentos, do tipo de evaporadores diretos, foram também obtidas equações que permitiam a previsão da temperatura de equilíbrio do líquido, sendo comparadas com as temperaturas experimentais.

Estas equações, mesmo dadas em função de valores médios, são importantes para avaliar, quando o processo de borbulhamento neste tipo de equipamento entra em regime permanente, ou seja, determina a temperatura de equilíbrio que a fase líquida deve atingir, após o período transiente de operação, correspondente à partida do equipamento.

CAPÍTULO II - REVISÃO DA LITERATURA

11.1 - INTRODUÇÃO

A transferência de calor e massa em processos de borbulhamento, é de comum ocorrência em muitas operações na Engenharia Química, tais como: evaporação, absorção, extração, destilação, trocadores de calor de contato direto, etc.. Segundo GAL-OR, KLINZING E TAVLARIDES(2), o comportamento intrínseco de todas essas diferentes operações, seguem, de uma maneira geral, os mesmos princípios básicos.

O modelo físico é geralmente, constituído de duas fases distintas: a fase contínua, que é o meio que contém as bolhas ou gotas, e que constitui a fase dispersa.

Um vasto número de investigações teóricas e experimentais, tem sido direcionadas para casos envolvendo bolha e gota simples, ou um aglomerado delas, movendo-se em diferentes meios. A complexidade dos fenômenos envolvidos nos processos de contato gás-líquido ou líquido-líquido, faz com que haja um grande interesse nesta área, procurando-se sua caracterização através da criação de novos modelos, visando estabelecer parâmetros tanto da fase contínua, como da fase dispersa.

Nessas operações, o fenômeno ocorre em uma superfície comum, chamada interface. Sob o ponto de vista industrial, uma grande área interfacial por unidade de volume é necessária, para que a transferência desejada, seja obtida rapidamente em equipamento de tamanho finito.

Um equipamento de projeto simples, e que permite grandes áreas interfaciais gás-líquido, é o evaporador de contato direto, o qual tem recentemente estimulado as investigações nessa área, como por exemplo nos projetos de dessalinização da

água. Este tipo de evaporador, torna-se bastante superior em relação aos processos convencionais que utilizam superfícies metálicas. SIDEMAN(3), cita três fatores importantes para o uso desse tipo de equipamento:

- 1) Projeto simples e de custo barato
- 2) Baixa manutenção, devido a falta ou redução de incrustação.
- 3) Aumento das taxas de transferência.

Aspectos relevantes, quanto aos mecanismos a serem empregados para descrever a transferência de calor de contato direto, utilizando a dispersão de bolhas ou gotas em um meio contínuo, devem ser bem caracterizados.

Determinações precisas dos coeficientes de transferência, tanto da fase dispersa como da fase contínua, devem ser feitas, pois as estimativas das taxas de transferência são funções desses parâmetros. O tempo de contato entre as duas fases, é um outro parâmetro que deve ser incluído nos cálculos desses coeficientes, mesmo quando o processo é permanente.

O movimento das bolhas ou gotas, deve ser caracterizado, pois através desse estudo é que tem-se conhecimento da variação ou não de sua esfericidade. A ocorrência da variação na sua forma, implicará em uma maior dificuldade, para estabelecer as equações de movimento, bem como das equações de energia e massa, envolvidas no processo.

A literatura mostra uma grande quantidade de trabalhos realizados, para um melhor entendimento desses fenômenos. Apesar de grandes esforços ainda não se tem uma compreensão de todos os fatores que governam o processo de contato gás-líquido

do e a transferência de calor e massa para as bolhas.

11.2 - HIDRODINÂMICA DAS BOLHAS

Para um estudo de processos de borbulhamento, envolvem-se fenômenos de transferência de calor e massa, e de quantidade de movimento, deve ter-se o conhecimento da hidrodinâmica das bolhas.

As formas, dimensões, velocidade de ascensão, perfis de velocidade e a força de arraste que possibilita estimar o coeficiente de arraste, são fatores importantes para o entendimento do movimento das bolhas em um meio contínuo, os quais fornecerão parâmetros de projeto para equipamentos que envolvam este tipo de fenômeno.

Devido ao complexo comportamento do movimento das bolhas em um meio contínuo, estudos tem sido feitos para a bolha isolada, visando uma melhor descrição do seu comportamento e características. Mesmo assim, há diferentes resultados e conclusões em diversos trabalhos nesta área.

O estudo das formas das bolhas, movendo-se em um meio líquido é importante, já que o coeficiente de arraste nas bolhas dependerá da sua forma durante o movimento. A forma da bolha, movendo-se em diferentes líquidos, mostrou ser dependente do balanço entre a pressão hidrodinâmica nela exercida, devido a velocidade relativa da bolha no campo líquido, e as forças de superfície que tendem a fazer a bolha esférica.

Formas de bolhas movimentando-se sob diversas condições de escoamento, foram estudadas por vários pesquisadores. As observações de DATTA, NAPIER e NEWITT(4) e LEVICH(5), mostra

ram que para diâmetros pequenos, a bolha tem a forma esférica, enquanto que para número de Reynolds elevados, revelam uma distorção desse formato.

A dimensão da bolha, é dependente entre outras, das propriedades físicas do gás e do líquido, do diâmetro do orifício, a qual é gerada, da tensão interfacial gás-líquido e da taxa volumétrica do escoamento do gás, através do orifício.

Encontra-se na literatura diversos modelos e métodos experimentais tais como: fotografia, técnicas de raio-x e dispositivos óticos e eletrônicos, que possibilitam a determinação das dimensões das bolhas. O grande obstáculo nessas estimativas, reside nas dificuldades em se interpretarem os resultados obtidos, devido o complexo comportamento do movimento das bolhas.

KUMAR e KULLOOR(6), DAVIDSON e HARRISON(7), apresentam modelos e estabelecem equações para a estimativa do volume da bolha. Eles comparam seus modelos com os de outros autores, e concluem que muitas dessas investigações são geralmente contraditórias, devido a maior ou menor quantidade de variáveis que são levadas em consideração na descrição do fenômeno.

Recentemente, MARTIN e CHANDLER(8), realizaram medidas das dimensões e velocidade de ascensão de bolhas de ar em água, e em soluções diluídas de polímeros, usando um equipamento ótico-eletrônico.

LEVICH(5), apresenta observações, quanto ao regime do movimento da bolha, que varia consideravelmente com o número de Reynolds, definido por:

$$Re = \frac{Ua}{\nu} , \quad (II.1)$$

sendo U , a velocidade da bolha em movimento, a é o raio da bolha e ν a viscosidade cinemática da fase contínua.

LEVICH(5), concluiu que bolhas com diâmetros menores que 0,01 cm, ascendem como esferas sólidas. Para diâmetros maiores que 0,01 cm ($Re > 1$), a velocidade de ascensão desvia da lei de Stokes.

Suas experiências, utilizando bolhas de ar ascendendo em água, mostraram que em Re , em torno de 700, corresponde à bolhas com diâmetros de 0,2 a 0,3 cm, ocorrendo uma mudança nítida na natureza do movimento, e iniciando uma deformação, na forma de pratos elipsoidais, cujo eixo menor está na direção do seu movimento. Ainda nesta fase elas começam a vibrar e ascendem seguindo um percurso em espiral, ao invés de uma linha reta. A velocidade é independente do seu diâmetro na faixa de 0,2 a 1,5 cm, sendo seu valor entre 28 a 30 cm/s. Para diâmetros maiores, as bolhas ascendem em velocidades acêrca de 35 a 40 cm/s, e tendem a subdividirem-se em bolhas menores.

LEVICH(5) apresenta uma classificação, quanto ao tamanho das bolhas em função do número de Reynolds. Para a faixa de Re de 1 a 800, são ditas moderadas, sendo que sua forma pode ser considerada esférica, para $Re \geq 800$, são consideradas grandes e perdem a sua esfericidade.

Na determinação da força de arraste atuando em um meio infinito sobre uma esfera, fluida, deve-se levar em consideração as distribuições de velocidades de ambas as fases.

HABERMAN e MORTON(9), apresentam uma revisão da literatura, e

calculam experimentalmente, coeficientes de arraste e dimensões de bolhas de ar ascendendo livremente em vários líquidos.

Os primeiros estudos teóricos, aplicados para pequenas bolhas de gás, que ascendem lentamente em um meio infinito, isto é, à baixos números de Reynolds, tem um comportamento semelhante ao de esferas rígidas. Nestas condições, e para fluidos newtonianos, STOKES(10), determinou a força de arraste, para uma esfera movimentando-se em um meio infinito, dada por :

$$F_D = 6 \pi \mu_L a v_\infty \quad (II.2)$$

onde μ_L é a viscosidade dinâmica do meio líquido, a o raio da bolha e v_∞ , a velocidade de ascensão. A equação (II.2), é conhecida como a Lei de Stokes.

Assim, no regime de Stokes, o coeficiente de arraste é dado por :

$$C_D = \frac{24}{Re} , \quad (II.3)$$

válido para $Re < 1$.

HADAMARD(11) e RYBCZYNSKI(12), analisaram o movimento de esferas fluidas, na região de Stokes ($Re < 1$), e encontraram independentemente a solução da equação do movimento, tendo chegado à seguinte equação para a força de arraste :

$$F_D = 6 \pi \mu_L a v_\infty \frac{2 \mu_L + 3 \mu_g}{3 \mu_L + 3 \mu_g} \quad (II.4)$$

onde μ_g é a viscosidade dinâmica do fluido no interior da esfera fluida. Eles consideraram que na interface esfera fluida-

líquido, as tensões de cisalhamento e as velocidades tangenciais são iguais.

O coeficiente de arraste para este caso, é dado por:

$$C_D = \frac{24}{Re} \frac{2 \mu_L + 3 \mu_g}{3 \mu_L + 3 \mu_g} \quad (\text{II.5})$$

Para o caso de bolhas, onde $\mu_L \gg \mu_g$, o coeficiente de arraste, torna-se igual a :

$$C_D = \frac{16}{Re} \quad (\text{II.6})$$

BOUSSINESQ(13), incluiu a variação nas tensões interfaciais. Esta variação foi atribuída aos efeitos de tensões superficiais e ao movimento da bolha. A força de arraste é dada por :

$$F_D = 6 \pi \mu_L a v_\infty \frac{\mu_s + a(2 \mu_L + 3 \mu_g)}{\mu_s + 3 a (\mu_L + \mu_g)} \quad (\text{II.7})$$

onde μ_s é o coeficiente de viscosidade superficial. Este parâmetro está associado com o efeito de retardamento, devido a presença de materiais ativos na superfície da bolha. Segundo PAI(14) e LEVICH(5), grandes quantidades de impurezas na superfície da bolha, causam esse efeito, e a circulação no seu interior tende a cessar, comportando-se como uma esfera rígida. Para pequenos valores de a e grandes μ_s , a equação (II.7), aproxima-se da solução de Stokes. O outro limite é a solução de Hadarmard e Rybczynski.

A equação do coeficiente de arraste, na região de Stokes, para este caso é então :

$$C_D = \frac{24}{Re} \frac{\mu_s + a (2 \mu_L + 3 \mu_g)}{\mu_s + 5 a (\mu_L + \mu_g)} \quad (II.8)$$

HARPER E MOORE (15), apresentaram um modelo para o movimento da bolha ou gota em um meio fluido para elevados números de Reynolds. O modelo é caracterizado por um escoamento potencial externo, longe da interface gás-líquido, pela existência de uma camada limite próxima à superfície e por uma zona de deslocamento dessa camada. Devido a tensão cisalhante aplicada na interface pelo fluido ambiente, foi observado que o fluido no interior da bolha circula, sendo conhecido esse movimento, como vórtices de Hill(16).

LEVICH(5), determinou o campo de velocidade dado pela solução do escoamento irrotacional. Baseado na existência da camada limite, e considerando que a tensão tangencial na interface bolha-líquido, é muito pequena, tem-se a expressão para o coeficiente de arraste :

$$C_D = \frac{48}{Re} \quad (II.9)$$

onde Re é o número de Reynolds baseado no diâmetro da bolha.

MOORE(17), analisou o movimento de bolhas de ar em líquidos viscosos, para altos números de Reynolds. Seus estudos levaram em conta uma distribuição das tensões viscosas normais na superfície da bolha em um escoamento irrotacional. A equação para o coeficiente de atrito é dada por :

$$C_D = \frac{32}{Re} \quad (II.10)$$

CHAO(18) determinou um coeficiente de atrito, utilizando o modelo de MOORE(18), mas levando em conta a existência da tensão tangencial na superfície. O coeficiente é da forma:

$$C_D = \frac{32}{Re} \left(1 + 2 \frac{\mu_g}{\mu_L} - 0,314 \frac{1 + 4\mu_g/\mu_L}{Re^{1/2}} \right) \quad (II.11)$$

VALENTIN(19) apresenta o modelo de LOCHIEL(20) o qual modificou o modelo proposto por CHAO(18), obtendo a seguinte expressão para o coeficiente de atrito:

$$C_D = \frac{48}{Re} \left[1 + \frac{\mu_g}{\mu_L} - (0,314/Re^{1/2}) \left(4/3 + 2 \frac{\mu_g}{\mu_L} \right) \right] \quad (II.12)$$

que é semelhante a uma equação derivada por MOORE (21).

II.3 - TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA EM BOLHAS OU GOTAS

II.3.1 - Considerações Gerais

Uma vasta literatura, encontra-se disponível para os processos que envolvem uma fase dispersa (bolhas ou gotas), contidas em um meio contínuo. Como o nosso objetivo é o de estudar parâmetros de projetos de evaporadores diretos, visando as taxas de evaporação, é oportuno nos determos em alguns dos aspectos mais importantes da transferência de calor e massa em bolhas.

Um procedimento usual para o estudo dos mecanismos de transferência para a fase dispersa, é através de três modelos físicos: O estagnado, o completamente misturado e o circulante, os quais são referidos por SIDEMAN(3).

a) Modelo estagnado: considera o comportamento interno, semelhante a um corpo rígido, ou seja a transferência de calor se processa por condução;

b) Modelo completamente misturado : é admitido a ausência de gradiente térmico no seu interior;

c) Modelo circulante: caracteriza-se pela existência de um perfil de velocidade interno.

Cada modelo possui suas próprias equações resultantes das condições de contorno, e das propriedades físicas das duas fases, que são utilizadas para a descrição do fenômeno a ser estudado, visando a comparação dos resultados experimentais com os valores teóricos calculados pelo modelo.

A previsão das taxas de transferência de calor e massa, devem envolver a resistência térmica da fase contínua e a da fase dispersa ou as duas combinadas, isto dependerá do modelo a ser utilizado no processo.

11.3.2 - Coefficientes de Transferência da Fase Contínua

A predição dos coeficientes de transferência de calor e massa, para a fase contínua, é apresentada na literatura, por uma grande quantidade de trabalhos teóricos e experimentais, e para os mais diversos tipos de processos. Apesar da grande diversificação dos modelos propostos para a sua determinação, estes são derivados do conceito da teoria da camada limite, para o cálculo do número de Nusselt e Sherwood, de correlações empíricas, obtidas de resultados experimentais, e de equações baseadas na análise de similaridade.

Para uma bolha ou gota rígida em regime estacionário, LANGMUIR(22) em 1918, previu analiticamente um número de Nusselt, igual a 2, para a convecção natural, sendo dada por:

$$\text{Nu}_c = \frac{h_c D}{k_c} = 2 \quad (\text{II.13})$$

onde, h_c é o coeficiente de transferência de calor, D o diâmetro da bolha ou gota e k_c , a condutividade térmica. O índice c refere-se a fase contínua.

Os numerosos trabalhos, para estimar os coeficientes de transferência de calor e massa, de um modo geral, consideram um perfil de velocidade, na camada limite e o meio contínuo. Para o escoamento laminar, as soluções exatas da camada limite são obtidas, para baixos números de Reynolds ($Re < 1$) e aplica-se somente na parte frontal da bolha, até a região de separação. Suposições são feitas para estender a derivação para a bolha inteira, e as relações obtidas são ajustadas através de dados experimentais. As limitações das soluções analíticas, bem como as suas aplicações para gotas esféricas e não esféricas, foram demonstradas por LOCHIEL e CALDERBANK(23), no estudo de transferência de massa para corpos simétricos em relação ao seu eixo.

As correlações para a transferência de calor, quando é aplicado o conceito de camada limite, de um modo geral, tem as seguintes formas:

Para $Re_c < 1$ e $Pe_c < 1$:

$$\text{Nu}_c = \text{Polinômio}(Pe_c) \quad (\text{II.14})$$

onde, $Pe_c = (RePr)_c$.

Normalmente, a equação (II.14), toma a seguinte forma, para valores de $Re_c > 1$.

$$Nu_c = A_1 + A_2 (Re_c)^m (Pr_c)^n \quad (II.15)$$

onde :

$$m = n = 1/3, \text{ para } Pe_c \gg 1 \text{ e } Re_c > 1.$$

e

$$m = 1/2; n = 1/3, \text{ para } Pe_c \gg 1 \text{ e } 1 < Re_c < 10^5.$$

Como mostrado por SIDEMAN(3) e SIDEMAN e SHABTAI(24) as constantes A_1, A_2, m e n , foram determinadas por muitos autores e obtidas através de diferentes métodos. Geralmente a constante A_1 é igual a 2, que é o valor limite para que ocorra a difusão para o meio contínuo. Quanto a constante A_2 , seu valor varia na faixa de 0,4 a 1,0, sendo esse valor dependente do modelo físico e da técnica empregada nas soluções das equações.

Estudos para estimar coeficientes de transferência de calor e massa da fase contínua, para aglomerados de bolhas, gotas e partículas esféricas, são bastante complexos pois requerem análise simultânea de um grande número de variáveis, bem como das características do movimento.

RUCKENSTEIN(25), estudando o movimento de bolhas ou gotas, em um meio fluido, aplicou o conceito de camada limite, e obteve equações por método numérico para a determinação dos coeficientes de transferência de massa da fase contínua, envolvendo bolhas e gotas. Ele considerou dois casos: a) grupos de bolhas movendo-se a baixos números de Reynolds ($Re \ll 1$), on

de a fase contínua contém substâncias ativas; b) grupo de bolhas para $Re \gg 1$, movendo-se em uma fase contínua pura. Sendo que no caso (b), o tempo de contato entre o fluido e a bolha foi estimado, usando a teoria de penetração de Higbie.

WASLO e GAL-OR(26), analisaram o mesmo problema porém aplicaram o conceito da camada limite, dada por LEVICH(5). Posteriormente YARON e GAL-OR(27), apresentam correlações semelhantes, utilizando um método integral para a resolução das equações na camada limite.

O conhecimento do regime transiente para a transferência de calor e massa, associada com o movimento da bolha ou gota é importante para uma grande variedade de processos industriais. Uma descrição matemática desse processo é bastante difícil e complexa, devido o fenômeno ser dependente da variável tempo.

CHAO(28), analisou a resposta do comportamento transiente para a camada limite térmica ou de concentração, tanto da fase externa como da fase interna de uma gota, movendo-se com velocidade constante e circulação interna completamente desenvolvida em um meio infinito, sob condições de grandes números de Reynolds e Peclet. Foi considerado o escoamento externo irracional, e o campo de velocidade interno dado pelos vórtices de Hill(16). As equações de energia e massa, foram resolvidas, usando o método de similaridade. O resultado mostra que a camada limite desenvolvida é independente das propriedades dos fluidos, mas é governada por um parâmetro dado por: Ut/a , onde U é a velocidade de deslocamento da gota, t o tempo e a o raio da gota, sendo concluído que a transição cessará quando este parâmetro atingir a unidade.

As mesmas restrições são válidas, para os estudos de de se nv ol vi do s por CHAO e CHEN(29), KONOPLIV e SPARROW(30), sendo que os procedimentos matemáticos adotados por esses autores fora m d i f e r e n t e s.

BRAUER(31,32), analisou a transferência de massa em regime transiente através da interface de uma partícula esférica, usando métodos numéricos. As partículas podem ser bolhas, gotas e esferas sólidas. Foi admitido escoamento laminar para o fluido externo sendo que as equações apresentadas por HADAMARD(11) e RYBCZYNSKI(12), para o campo de velocidade, foram utilizadas para a determinação do campo de concentração. Números de Sherwood foram calculados para a fase dispersa e fase contínua. Utilizando as soluções numéricas, obtidas das equações diferenciais do modelo, foram estimadas a resistência da fase contínua e a da fase dispersa, bem como a resistência com bin ada das fases.

II.3.3 - Coeficientes de Transferência da Fase Dispersa

Como já foi dito anteriormente, os coeficientes de transferência de calor para a fase dispersa, de um modo geral, são estimados a partir dos modelos : Completamente misturado , circulante e estagnado.

Para o modelo completamente misturado, é considerado que a resistência da fase interna é desprezível. Para a taxa de calor transferido para a bolha, dada por :

$$\frac{dQ}{dt} = A h_c (T_c - T_d) \quad (II:16)$$

onde :

$$dQ = (V C_p \rho T)_d \quad (II.17)$$

E integrando a equação (II.16), em relação ao tempo de contato, teremos:

$$E_T = \frac{T_o - T_i}{T_c - T_i} = 1 - \exp \left[- \left(\frac{A}{V C_p \rho} \right)_d h_c \tau \right] \quad (II.18)$$

onde E_T , representa uma efetividade de transferência, T_o e T_i , são as temperaturas final e inicial da bolha no meio contínuo e T_c , a temperatura do meio contínuo, A, V, C_p e ρ , são a área superficial, o volume da bolha, o calor específico e a massa específica da fase dispersa, respectivamente, h_c o coeficiente de transferência de calor convectivo da fase contínua, e τ o tempo de contato entre a bolha e o meio fluido. O índice d , refere-se à fase dispersa.

KRONIG e BRINK(33), consideraram o modelo circulante, e utilizaram a função corrente de HADAMARD(11), para estimar a efetividade de transferência, sendo a resistência externa nula. A expressão obtida é da forma :

$$E_T = 1 - \frac{3}{8} \sum_{n=1}^{\infty} A_n^2 \exp \left[- \frac{\lambda_n^2 16 \alpha_d \tau}{a^2} \right] \quad (II.19)$$

onde α_d é a difusividade da fase dispersa e a , o raio da bolha ou gota. A equação (II.19) é aplicada para $Re < 1$.

CALDERBANK e KORCHINSKI(34), apresentaram uma equação empírica, derivada da equação (II.19), válida para a faixa

de $1 < Re < 200$,

Para o modelo estagnado, este vem ser a aplicação da teoria da transferência de calor por condução, sendo considerado o comportamento interno, semelhante a de uma esfera sólida. A eficiência de transferência, dada por JAKOB(35), onde derivou o perfil de temperatura a partir da equação da condução e considerou uma resistência do filme exterior, é dada por:

$$E_{\eta} = 1 - 6 \sum_{n=1}^{\infty} A_n \exp \left[- \frac{\lambda_n^2 \alpha_d t}{a^2} \right] \quad (II.20)$$

Os valores dos parâmetros A_n e λ_n , das equações (II.19) e (II.20), estão tabelados no trabalho de SIDEMAN(3), e são função do grupo adimensional $h_c D/k_d$, onde D é o diâmetro da bolha ou gota e k_d a condutividade da fase dispersa.

Todas as equações para os modelos, consideram a temperatura da fase contínua T_c , constante.

II.3.4 - Coefficientes de Transferência Simultâneos

A transferência simultânea de calor e massa, está associada à várias operações industriais. Neste tipo de fenômeno, ocorrem gradientes térmicos e mássicos, atuando no mesmo campo, e conseqüentemente, há a variação das propriedades físicas das fases envolvidas, tornando a caracterização desse fenômeno bastante complexa.

Estudos de transferência de calor e massa, tem sido feitos para os casos de evaporação e condensação de bolhas ou gotas em um meio fluido, onde geralmente, está associado com uma

mudança de fase.

SIDEMAN e TAITEL(36), analisando o fenômeno, para o caso da evaporação, desenvolveram uma expressão analítica para o número de Nusselt médio, resolvendo a equação da energia, e considerando que a gota esférica de raio constante move-se em um escoamento potencial ao seu redor. A expressão é da forma:

$$Nu_c = \left(\frac{3 \cos \beta - \cos^3 \beta + 2}{\pi} \right)^{0,5} Pe_c^{0,5} \quad (II.21)$$

onde $Nu_c = h_c D/k_c$ e $Pe_c = D U/\xi_c$

Sendo, h_c o coeficiente de transferência de calor, D o diâmetro da gota, k_c a condutividade térmica, U a velocidade de deslocamento, ξ_c a difusividade térmica e β o ângulo de abertura, correspondente à fase vapor. Quando $\beta = 0$, a equação (II.21), reduz-se a solução de BOUSSINESQ(37), sem mudança de fase.

Eles consideraram somente a resistência térmica da fase contínua. O modelo proposto levou em consideração a existência de duas fases no interior da gota, Uma fase líquida, localizada na região inferior da gota e uma fase vapor na região superior, tendo sido comprovadas através de estudos fotográficos.

SELECKI e GRADON(38), realizaram um estudo teórico e experimental do movimento da evaporação da gota em um líquido imiscível, utilizando o modelo sugerido por SIDEMAN e TAITEL(36). A equação foi resolvida numericamente e os seus resultados experimentais foram comparados com os de SIDEMAN e TAITEL(36), mostrando-se bastante satisfatórios.

MOKHTARZADEH e EL-SHIRBINI(39), apresentaram uma aná-

lise teórica da evaporação de gotas de pentano e butano em uma coluna com água destilada estagnada. Eles observaram que para diferentes temperaturas iniciais, tamanhos de bolha iniciais, e velocidades iniciais, a relação de SIDEMAN e TAITEL(36), não dá bons resultados quando comparados com o seu modelo.

SMITH, ROHSENOW e KAZIMI(40), desenvolveram um modelo para o cálculo do coeficiente de transferência calor volumétrico para um conjunto de gotas. Admitem somente a resistência da fase contínua. A análise leva em conta dois estágios: o primeiro considera que uma gota não sofre influência das outras; portanto, o comportamento é de gota isolada, e o segundo estágio são levados em conta os efeitos do conjunto das gotas.

O coeficiente de transferência de calor volumétrico é determinado em função do coeficiente de transferência de calor para gota isolada, pela expressão :

$$\text{Nu}_c = Z \text{Re}_c^z \text{Pr}_c^{1/3} \quad (\text{II.22})$$

sendo as propriedades físicas referidas a fase contínua. As constantes Z e z, são determinadas experimentalmente.

Os resultados teóricos do coeficiente de transferência de calor volumétrico, mostraram estar em ajuste quando comparados com os valores obtidos experimentalmente.

BATTYA, RAGHAVAN e SEETHARAMU(41), apresentaram um estudo dos parâmetros adimensionais, envolvidos no processo de evaporação de uma gota em um líquido imiscível. A relação expressa em número de Nusselt, foi derivada da solução obtida

por MOKHTARZADEH e EL-SHIRBINI(39), sendo dada por:

$$Nu = 0,64 Pe^{0,5} Ja^{-0,35} \quad (II.23)$$

onde $Ja = (\rho C_p)_L (T_c - T_d) / (\rho_v L)$ e $Pe_c = 2 Ua / \xi_c$

sendo ρ e C_p , a massa específica e o calor específico da fase líquida, respectivamente, $(T_c - T_d)$ a diferença de temperatura da fase contínua e dispersa, ρ_v a massa específica do vapor, L o calor latente de vaporização, U a velocidade de ascensão da bolha, a o raio da bolha e ξ_c a difusividade térmica da fase contínua.

Os resultados do modelo, mostraram-se satisfatórios, quando comparados com os dados experimentais de outros autores.

ISENBERG e SIDEMAN(42), analisaram a condensação de bolhas em líquidos imiscíveis. O processo no interior da bolha é que os vapores voláteis condensam sobre o fino filme superior, sendo assumido ser continuamente drenado para a região inferior da bolha, onde o condensado é acumulado.

Eles consideraram um escoamento potencial ao redor da bolha, e introduziram um fator de correção para a velocidade, de modo a levar em consideração os efeitos viscosos, sendo a equação da energia resultante resolvida numericamente. Seus resultados obtidos teoricamente e experimentalmente, são comparados e apresentam-se satisfatórios, quando faz-se a variação da taxa de colapso em função do número de Peclet e do número de Jakob, sendo $Pe = 2 Ua / \xi$ e $Ja = \rho C_p \Delta T / \rho_v L$, onde U é a velocidade de ascensão da bolha, a o seu raio, ξ a difusividade

térmica, ρ a massa específica, C_p o calor específico da fase líquida, ρ_v a massa específica do vapor, ΔT a diferença de temperatura entre as fases e L o calor latente de vaporização.

JACOBS e MAJOR(43), apresentaram o efeito de gases não condensáveis na condensação de bolhas em um líquido imiscível, através de uma análise integral da camada limite. Os perfis de concentração dos gases não condensáveis são determinados, pela resolução da equação da difusão transiente. Foi observado que os resultados do modelo são satisfatórios quando comparados com os da literatura, mas só para diâmetros de bolhas que variam de 1 mm a 3 mm.

Um modelo matemático para a predição das taxas de transferência de calor e massa em um processo de condensação, ao longo da superfície de uma gota movendo-se em seu próprio vapor, foi desenvolvida por CHUNG e CHANG(44). No modelo foram consideradas as regiões de escoamento proposto por HARPER e MOORE(15).

A solução das equações da camada limite foram obtidas, utilizando um método integral, similar ao de Kármán-Pohlhausen, sendo que a taxa controladora do mecanismo se processará na região do núcleo térmico da gota, pois foi assumido que as linhas de correntes do núcleo são todas isotérmicas, e o fenômeno ocorre por difusão.

Os resultados preditos pelo modelo estão em concordância com os obtidos experimentalmente, para uma faixa de diâmetro de gotas variando de 0,5 mm a 1,5 mm.

CAPÍTULO III - FUNDAMENTOS TEÓRICOS: MODELO UTILIZADO

III.1. INTRODUÇÃO

Neste capítulo são apresentados os fundamentos teóricos do modelo por nós utilizado e proposto por ANDRADE (1), visando o cálculo das taxas de transferência de calor e massa, em processos de borbulhamento, envolvendo evaporação com uma mudança de fase.

O modelo leva em conta os efeitos da transferência simultânea de calor e massa, e também o efeito do superaquecimento em uma bolha formada pelo borbulhamento de um gás em uma fase contínua líquida.

São determinados os coeficientes de transferência de calor e massa para os casos simultâneos, e também os coeficientes que englobem o efeito do superaquecimento. Esse efeito também é explicitado nas equações obtidas para o perfil de temperatura interno e para a temperatura interfacial à bolha, utilizando um modelo transiente.

A influência dessas variáveis nas taxas de transferência de calor e massa serão analisadas, confrontando-se os estudos feitos com o auxílio de um equipamento experimental, o qual foi construído para essa finalidade.

III.2. OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA E OS FLUXOS DE CALOR E MASSA SIMULTÂNEOS

ANDRADE (1), considerou um campo de pressão e um campo de temperatura internos à bolha, tal que $p = p(r,t)$ e $T = T(r,t)$, onde na interface, essas variáveis são funções do tempo. E relacionou valores médios para os coeficientes de

transferência, os gradientes de temperatura e de pressão na interface, através de:

$$- K_g \left. \frac{d\bar{T}}{dr} \right|_s = \bar{h} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad (\text{III.1})$$

e

$$- \delta_g \left. \frac{d\bar{p}}{dr} \right|_s = \bar{b} (\bar{p}_m - \bar{p}_s) \quad (\text{III.2})$$

onde K_g , δ_g , \bar{h} e \bar{b} são, a condutividade térmica, o coeficiente de difusão, o coeficiente de transferência de calor, e o coeficiente de transferência de massa, para a fase dispersa, respectivamente.

Os valores médios das temperaturas e pressões são definidos no volume e no tempo, por:

$$\bar{p} = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} p(r, t) dt; \quad \bar{p}_m = \frac{1}{V} \int_V \bar{p} dV; \quad \bar{p}_s = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} p_s(t) dt \quad (\text{III.3})$$

e

$$\bar{T} = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} T(r, t) dt; \quad \bar{T}_m = \frac{1}{V} \int_V \bar{T} dV; \quad \bar{T}_s = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} T_s(t) dt \quad (\text{III.4})$$

onde τ é o tempo de residência das bolhas e V o volume. Os índices s e g , referem-se às condições na interface e na fase dispersa, respectivamente.

Considerando que o gás no interior da bolha, comporta-se como um gás ideal, tem-se:

$$\bar{p} = \bar{C}R [T] \quad (\text{III.5})$$

onde \bar{p} é a pressão parcial média temporal, \bar{C} é a concentração média temporal, R a constante dos gases, e $[T]$ uma temperatura de referência.

De maneira análoga, para os valores médios, tem-se:

$$\bar{p}_m = \bar{C}_m R \bar{T}_m \quad (\text{III.6})$$

e

$$\bar{p}_s = \bar{C}_s R \bar{T}_s \quad (\text{III.7})$$

Substituindo as equações (III.5), (III.6) e (III.7), na equação (III.2), obtém-se:

$$- \delta_g \left. \frac{d\bar{C}}{dr} \right|_s = \frac{\bar{b}}{[T]} (\bar{C}_m \bar{T}_m - \bar{C}_s \bar{T}_s) \quad (\text{III.8})$$

Com a finalidade de determinar o fluxo de massa na interface, quando são levados em conta, os efeitos de transferência de calor e massa simultâneos, foram utilizadas relações de fluxos, considerando que no interior da bolha, tem-se um componente 1, e que ocorre a difusão desse componente, através de outro componente 2, estagnado e insolúvel na fase contínua.

De acordo ainda com o desenvolvimento mostrado em (1), os fluxos de massa na interface são dados na forma:

$$W_1 = u_s \bar{C}_{1,s} + \delta_g \left. \frac{d\bar{C}_1}{dr} \right|_s \quad (\text{III.9})$$

e

$$W_2 = - u_s \bar{C}_{2,s} - \delta p \left. \frac{d \bar{C}_2}{dr} \right|_s = 0 \quad (\text{III.10})$$

O termo convectivo $u_s \bar{C}_{1,s}$ ocorre por causa do arraste provocado pelo componente 2 na mesma direção em que se verifica a difusão. Havendo um gradiente de pressão para o componente estagnado, ocorrerá também uma transferência difusiva, porém, se esse componente é insolúvel na fase líquida, certamente ocorrerá uma transferência convectiva, com velocidade u , na direção oposta, de modo a compensar esse fluxo difusivo, resultando em um fluxo de massa nulo para o componente 2. Portanto o transporte convectivo que se estabelece é o responsável pelo arraste do componente 1.

Somando as equações (III.9) e (III.10) membro a membro, substituindo as concentrações em termos de pressões parciais médias, definidas a partir da equação (III.5), e considerando a pressão total constante, resulta um fluxo de massa na interface, dado pela relação:

$$W_1 \left(1 - \frac{\bar{p}_s}{p} \right) = \delta_g \left. \frac{d \bar{C}_1}{dr} \right|_s \quad (\text{III.11})$$

onde, p é a pressão total no interior da bolha considerada constante.

Tendo em vista a relação (III.8), e considerando equação (III.11), obtém-se para o fluxo de massa na interface:

$$W_1 = \frac{\bar{b}}{[\Gamma] \left(1 - \frac{\bar{p}_s}{p}\right)} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) \quad (\text{III.12})$$

Um análise na equação (III.12), identifica um coeficiente de transferência de massa simultâneo, $b_{\xi, \delta}$, definido por:

$$b_{\xi, \delta} = \frac{\bar{b}}{1 - \bar{p}_s/p} \quad (\text{III.13})$$

De um modo análogo ao fluxo de massa, o fluxo de calor resultante na interface, será constituído de um termo convectivo e de um termo difusivo, sendo dado por:

$$q = \rho C_p \frac{W_1 \bar{p}_s}{\bar{C}_s p} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) - K_g \left. \frac{d\bar{T}}{dr} \right|_s \quad (\text{III.14})$$

O fluxo de calor na interface é obtido, substituindo W_1 , dado na equação (III.12) e o termo $- K_g \left. \frac{d\bar{T}}{dr} \right|_s$, dado pela equação (III.1), sendo:

$$q = \left[\frac{\rho \bar{C}_p \bar{p}_s \bar{b}}{[\Gamma] (p - \bar{p}_s)} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \right] (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad (\text{III.15})$$

Analisando a equação (III.15), o fluxo de calor em um processo simultâneo, será calculado, por um coeficiente de transferência de calor obtido da solução do problema térmico, e por um coeficiente de transferência de massa obtido da solu

ção do problema mássico.

De modo análogo ao fluxo de massa, identifica-se na equação de fluxo de calor, um coeficiente de transferência simultâneo, $h_{\xi, \delta}$, dado por:

$$h_{\xi, \delta} = \frac{\rho C_p \bar{p}_s \bar{b}}{[T] (p - \bar{p}_s) \bar{C}_s} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \quad (\text{III.16})$$

O primeiro termo do segundo membro da equação (III.15), mostra explicitamente o efeito simultâneo da transferência de massa na transferência de calor.

Supondo que:

$$\bar{C}_s \bar{T}_s = \bar{C}_m \bar{T}_m \quad (\text{III.17})$$

A equação (III.15), reduz-se para:

$$q = \bar{h} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad (\text{III.18})$$

isto indica que a evaporação não ocorre, e a equação (III.18), vem ser a relação para o fenômeno isolado da transferência de calor.

III.3. OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA E OS FLUXOS DE CALOR E MASSA ENVOLVENDO O EFEITO DE SUPERAQUECIMENTO

Quando a temperatura da bolha é superior a temperatura de ebulição do líquido, diz-se então, que a bolha possui um superaquecimento. Neste caso, a transferência entre a bolha e o meio contínuo envolverá não só calor sensível, como também

calor latente.

A equação (III.14), que expressa o fluxo de calor na interface, não leva em consideração o calor latente de evaporação da fase contínua. Há então a necessidade de se levar em conta no processo de evaporação direta, um fluxo de calor na interface, que englobe também uma quantidade de calor devido ao calor latente, pois à medida que aumenta a diferença da temperatura da bolha e a temperatura onde se processa a evaporação maior será essa quantidade.

Com a finalidade de incluir este efeito de superaquecimento, de modo a analisar a sua influência em relação as taxas de transferência de calor e massa envolvidas no processo. ANDRADE (1), considerou uma quantidade de líquido evaporado W_{1L} na interface, expressa por unidade de tempo e unidade de área, devido ao calor latente, sendo relacionado um fluxo de calor q_L , dado por:

$$q_L = W_{1L} L \quad (\text{III.19})$$

onde L é o calor latente de evaporação.

Sendo uma quantidade de energia, Q_s , disponível na bolha devido ao efeito do superaquecimento, dada em função de uma diferença de temperatura, $(\bar{T}_m - T_{eb})$, onde \bar{T}_m é uma temperatura média, calculada no volume e em relação ao tempo de residência da bolha, τ , e T_{eb} a temperatura em que ocorre a evaporação, a relação é dada por:

$$Q_s = \rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_{eb}) \quad (\text{III.20})$$

onde ρ e C_p são a densidade e o calor específico da fase dispersa respectivamente, e V_b o volume da bolha.

Como a evaporação ocorre na interface, a temperatura T_{eb} , aproxima-se da temperatura da superfície da bolha. ANDRADE (1), verificou, que a temperatura da superfície é praticamente igual à temperatura da fase contínua T_L , sendo essa igualdade decorrente do fato de não se considerar uma resistência térmica entre a superfície e a fase contínua. Assim faremos nos nossos cálculos que $T_{eb} = T_L$.

Considerando que durante a evaporação a área A_b da superfície da bolha permanece constante, e relacionando Q_s a um fluxo instantâneo, $q_s(t)$, teremos:

$$Q_s = A_b \int_0^{\tau} q_s(t) dt \quad (\text{III.21})$$

e considerando esse fluxo $q_s(t)$, também como constante, obtemos:

$$q_s = \frac{Q_s}{\tau A_b} \quad (\text{III.22})$$

Se o superaquecimento é o fator que determina a evaporação de uma certa quantidade de líquido, teremos da equação (III.19), que:

$$q_s = q_L \quad (\text{III.23})$$

Portanto, o fluxo de massa na interface, será expresso por:

$$W_{1L} = \frac{\rho V_b C_p}{\tau A_b L} (\bar{T}_m - T_L) \quad (\text{III.24})$$

O mecanismo para o fluxo de massa total na interface, \bar{W}_1 , é semelhante ao mostrado no ítem anterior, sendo dado por:

$$\bar{W}_1 = u_s \bar{C}_{1,s} + \delta_g \left. \frac{d \bar{C}_1}{dr} \right|_s + W_{1L} \quad (\text{III.25})$$

Observa-se na equação (III.25), a inclusão do termo W_{1L} , que representa a contribuição do fluxo de massa devido ao calor latente.

Para o componente estagnado a equação (III.10), não sofre alteração. Assim, seguindo o mesmo procedimento anterior, obtêm-se:

$$(\bar{W}_1 - W_{1L}) \left(1 - \frac{\bar{p}_s}{p}\right) = \delta_g \left. \frac{d \bar{C}_1}{dr} \right|_s \quad (\text{III.26})$$

Igualando as equações (III.8) e (III.26), e substituindo W_{1L} , pela equação (III.24), teremos o fluxo de massa total na interface, dado por:

$$\bar{W}_1 = \left[\frac{\bar{b}}{1 - \bar{p}_s/p} + \frac{\rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_L) [T]}{\tau A_b L (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)} \right] \frac{(\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)}{[T]} \quad (\text{III.27})$$

Podemos verificar que o segundo termo dos colchetes da equação (III.27), evidencia a influência do superaquecimento. Nesta mesma equação, identificamos ainda o coeficiente de trans

ferência de massa simultâneo, dado por:

$$\bar{b}_{\xi, \delta} = \frac{\bar{b}}{1 - \bar{p}_s/p} + \frac{\rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_L) [\bar{T}]}{\tau A_b L (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)} \quad (\text{III.28})$$

Idêntico ao fluxo de massa, o fluxo de calor na interface, levará em conta um fluxo de calor, q_L , dado pela equação (III.19), de maneira que:

$$\bar{q} = \rho C_p \frac{(\bar{W}_1 - W_{1L}) \bar{p}_s}{\bar{C}_s p} - K_g \left. \frac{d\bar{T}}{dr} \right|_s + q_L \quad (\text{III.29})$$

Substituindo \bar{W}_1 e W_{1L} pelas equações (III.27) e (III.24), respectivamente, e o segundo termo pela equação (III.1), bem como o termo q_L , obteremos o fluxo de calor total na interface, resultando:

$$\bar{q} = \left[\frac{\rho C_p \bar{b} \bar{p}_s}{[\bar{T}] (p - \bar{p}_s) \bar{C}_s} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} + \frac{\rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_L)}{\tau A_b (\bar{T}_m - \bar{T}_s)} \right] (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad (\text{III.30})$$

O terceiro termo dos colchetes da equação (III.30), também mostra a influência do superaquecimento. Identificando também o coeficiente de transferência de calor simultâneo, dado por:

$$\bar{h}_{\xi, \delta} = \frac{\rho C_p \bar{b} \bar{p}_s}{[\bar{T}] (p - \bar{p}_s) \bar{C}_s} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} + \frac{\rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_L)}{\tau A_b (\bar{T}_m - \bar{T}_s)} \quad (\text{III.31})$$

De acordo com a equação (III.27) e (III.28) o fluxo de massa \tilde{W}_1 , que inclui o efeito do superaquecimento, será calculado por:

$$\tilde{W}_1 = \tilde{b}_{\xi, \delta} \frac{(\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)}{[T]} \quad (\text{III.32})$$

Enquanto que para o fluxo de calor, tomando-se a equação (III.30) e (III.31), a expressão será :

$$\tilde{q} = \tilde{h}_{\xi, \delta} (\bar{T}_m - T_s) \quad (\text{III.33})$$

A temperatura $[T]$ de referência, será considerada como sendo igual a \bar{T}_m que representa uma temperatura média espacial temporal para o interior da bolha. Observa-se que para o cálculo de transferência simultânea para a fase dispersa $b_{\xi, \delta}$, necessita-se conhecer o coeficiente de transferência de massa \bar{b} , o qual foi definido para a fase dispersa e expresso pela equação (III.2). Quando se faz $[T] = \bar{T}_m$, o coeficiente \bar{b} se identifica com um coeficiente de massa \bar{b}_g , que foi obtido por ANDRADE (1) a partir do perfil de concentração interno à bolha para o caso isotérmico de transferência de massa, sendo dado por:

$$\begin{aligned}
\bar{h}_g = & \frac{\delta_g \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{\alpha_m n^2 - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_m n^2} \right. \\
& \left. \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{\alpha_m n^2 - \beta_m}\right) (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right\} / \left\{ \frac{1}{1 + \lambda_m} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \right. \\
& \left. + \frac{1}{\beta_m - \alpha_m n^2} \frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) + (1 + \lambda_m) (e^{-\beta_m \tau} - 1) \right. \\
& \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_m n^4} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right\} \quad (\text{III.34})
\end{aligned}$$

onde δ_g , é o coeficiente de difusão na fase dispersa, a o raio da bolha e τ o tempo de residência da bolha

O valor de λ_m , é igual a:

$$\lambda_m = \frac{2 \delta_g}{b_L a} \quad (\text{III.35})$$

sendo b_L o coeficiente de transferência de massa convectivo para a fase contínua.

Os parâmetros α_m e β_m são expressos por:

$$\alpha_m = \delta_g \frac{\pi^2}{a^2} ; \quad \beta_m = \frac{\alpha_m}{(1 + \lambda_m)} \quad (\text{III.36})$$

Quanto ao coeficiente \bar{h} , que aparece na expressão de $h_{\xi, \delta}$, este identifica-se com um coeficiente de transferência

de calor \bar{h}_g , o qual foi determinado por ANDRADE (1), ANDRADE e HACKENBERG(54), no estudo da similaridade térmica-mássica em sistemas bifásicos transientes, sendo \bar{h}_g dado pela expressão:

$$\bar{h}_g = \frac{K_g \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda}{\alpha n^2 - \beta} (1 - e^{-\beta \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha n^2} \left(1 - \frac{\lambda \beta}{\alpha n^2 - \beta}\right) (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) \right\} / \left\{ \frac{1}{1 + \lambda} + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta - \alpha n^2} \right\} + \left[\frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) + (1 + \lambda) (e^{-\beta \tau} - 1) \right] + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha n^4} (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) \quad (\text{III.37})$$

onde:

$$\lambda = \frac{2 K_g}{h_L a} ; \alpha = \xi_g \pi^2 / a^2 ; \beta = \alpha / (1 + \lambda) \quad (\text{III.38})$$

e onde K_g e ξ_g são a condutividade e a difusividade térmica da fase dispersa, respectivamente, h_L o coeficiente de transferência de calor da fase contínua e a o raio da bolha.

Nas equações (III.28) e (III. 31), os coeficientes de transferência são função das propriedades físicas das duas fases, como também dos perfís de temperatura e concentração da bolha. Consequentemente existe a necessidade na determinação desses perfís, os quais devem incluir o efeito do superaqueci

mento. Dessa forma serão apresentadas a seguir as equações para o perfil de temperatura interno, incluindo o superaquecimento.

III.4. O PERFIL INTERNO E A TEMPERATURA DA SUPERFÍCIE DA BOLHA

Adotando um modelo difusivo transiente para a fase dispersa, o qual envolve bolhas superaquecidas, ANDRADE (1), determinou o perfil de temperatura para o interior de uma bolha, como também a temperatura da interface em função do tempo, levando em consideração o efeito da mudança de fase através de um fluxo instantâneo $q_L(t)$, dado por:

$$q_L(t) = W_{1L}(t) L \quad (\text{III.39})$$

Observa-se nesta equação que $q_L(t)$, está em função do calor latente de vaporização L . Sendo $W_{1L}(t)$, a quantidade instantânea de líquido evaporado na interface, por unidade de tempo e unidade de área.

O perfil interno à bolha, quando é envolvido o efeito de superaquecimento, foi obtido igual a:

$$\begin{aligned}
e(r, t) = & \frac{\lambda \beta (\Delta T + \bar{q}_L / h_L)}{T_g (1 + \lambda)} \left[\frac{1}{\beta} (e^{-\beta t} - 1) - \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen} \frac{n\pi r}{a} \right. \\
& \cdot \left. \frac{1}{\alpha n^2 - \beta} (e^{-\beta t} - e^{-\alpha n^2 t}) \right] - \frac{1}{(1 + \lambda) T_g h_L} \{ q_L(t) + \\
& + \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen} \frac{n\pi r}{a} [q_L(t) - \bar{q}_L (1 - e^{-\alpha n^2 t})] \} - \\
& - \frac{\Delta T}{T_g (1 + \lambda)} \left[1 + \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen} \frac{n\pi r}{a} e^{-\alpha n^2 t} \right] \quad (\text{III.40})
\end{aligned}$$

onde:

$$\alpha = \frac{\xi_g \pi^2}{a^2} ; \quad \theta = \frac{T - T_g}{T_g} \quad (\text{III.41})$$

Para a temperatura da superfície da bolha resultou que:

$$T_s(t) = T_L - \frac{q_L(t)}{h_L (1 + \lambda)} + \frac{\lambda}{1 + \lambda} \left[\Delta T e^{-\beta t} - \frac{\bar{q}_L}{h_L} (1 - e^{-\beta t}) \right] \quad (\text{III.42})$$

onde:

$$\Delta T = T_g - T_L ; \quad \beta = \alpha / (1 + \lambda) ; \quad \alpha = \xi_g \pi^2 / a^2 ; \quad \lambda = 2 K_g / h_L a \quad (\text{III.42})$$

sendo T_g a temperatura inicial da bolha, T_L a temperatura da fase contínua, a o raio da bolha, h_L o coeficiente de transferência de calor da fase contínua, e ξ_g e K_g a difusividade e

condutividade térmica da fase dispersa, respectivamente.

Nas equações (III.40) e (III.42), necessita-se conhecer a função $q_L(t)$, para os cálculos do perfil de temperatura interno e da temperatura da superfície da bolha, respectivamente. Para essas determinações serão considerados valores médios temporais \bar{T}_S em relação ao tempo de residência τ , e valores médios de \bar{T}_m no volume e no tempo para o perfil de temperatura, tal como foi definido para as equações dos fluxos de calor e massa. Dessa maneira resulta um valor médio \bar{q}_L dado por:

$$\bar{q}_L = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} q_L(t) dt \quad (\text{III.44})$$

A temperatura média no volume é determinada por:

$$\theta_m(t) = \frac{3}{a^3} \int_0^a \theta(r,t) r^2 dr \quad (\text{III.45})$$

e a temperatura média temporal dada por:

$$\bar{\theta}_m = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} \theta_m(t) dt \quad (\text{III.46})$$

onde:

$$\bar{\theta}_m = \frac{\bar{T}_m - T_g}{T_g} \quad (\text{III.47})$$

Analogamente a temperatura da superfície da bolha será:

$$\bar{T}_S = \frac{1}{\tau} \int_0^{\tau} T_S(t) dt \quad (\text{III.48})$$

A resolução dessas integrais resultam nos seguintes valores médios:

$$\bar{T}_s = T_L - \frac{\bar{q}_L}{h_L} + \frac{\lambda}{\alpha\tau} \left(\frac{\bar{q}_L}{h_L} + \Delta T \right) (1 - e^{-\beta\tau}) \quad (\text{III.49})$$

e para a temperatura média \bar{T}_m , fazendo uma aproximação de primeira ordem, tem-se:

$$\bar{T}_m = T_L - \frac{\bar{q}_L}{h_L} + (\Delta T + \frac{\bar{q}_L}{h_L}) \left[\frac{1}{\alpha\tau} \left(\lambda + \frac{6}{\pi^2} \right) (1 - e^{-\beta\tau}) \right] \quad (\text{III.50})$$

Em um estudo anterior, ANDRADE (45), HACKENBERG e ANDRADE(55), resolveram um problema térmico semelhante, o qual envolveu uma expressão para o fluxo na superfície definida em função de um coeficiente de transferência de calor para a fase contínua, onde não levou em conta o calor latente de vaporização do líquido, ou seja, se $\bar{q}_L = 0$, as equações (III.49) e (III.50), reduzem-se para as formas:

$$\bar{T}_s = T_L + \frac{\lambda\Delta T}{\alpha\tau} (1 - e^{-\beta\tau}) \quad (\text{III.51})$$

e

$$\bar{T}_m = T_L + \frac{\Delta T}{\alpha\tau} \left(\lambda + \frac{6}{\pi^2} \right) (1 - e^{-\beta\tau}) \quad (\text{III.52})$$

que são as relações obtidas no estudo do problema térmico, onde não ocorre mudança de fase.

Desse modo os resultados encontrados possibilitam a analisar as taxas de transferência de calor e massa com ou sem

mudança de fase, e também os coeficientes de transferência. Essa análise será feita com os resultados experimentais obtidos em um equipamento construído para este objetivo.

CAPÍTULO IV - EQUIPAMENTO E COLETA DE DADOS EXPERIMENTAIS

IV.1. DESCRIÇÃO DA APARELHAGEM EXPERIMENTAL

Com o objetivo de obter dados experimentais concernentes a um processo de borbulhamento visando a evaporação de uma quantidade de líquido, foi utilizado um equipamento o qual permitiu a determinação da taxa de evaporação deste líquido, sendo assim possível a comparação teórica-experimental das equações resultantes do modelo.

O sistema montado para a obtenção dos dados experimentais, encontra-se esquematizado na Figura IV.1.

O ar injetado no sistema provém de um compressor (1), e é aquecido por dois aquecedores elétricos (7.a) e (7.b). O aquecedor (7.a) é constituído de quatro tubos de ferro fundido de meia polegada de diâmetro nominal, cada um com 1 metro de comprimento, contendo no seu interior um recheio refratário de modo a permitir uma maior área de troca térmica para o ar circulante. O aquecedor (7.b) foi acoplado ao sistema com a finalidade de maior aumento na temperatura do gás de entrada no distribuidor (11). Estes aquecedores possuem resistências elétricas de níquel-cromo de bitola 0,812 mm e 2,18 Ω /m, sendo que no aquecedor (7.a), as resistências estão colocadas externamente aos tubos em forma de espiral, e ligadas em paralelo duas a duas em variadores de tensão. No aquecedor (7.b), a resistência elétrica está no interior do tubo, e também ligada a um variador de tensão. As resistências dos aquecedores estão isoladas com material cerâmico refratário, em forma de missangas.

Os variadores de tensão que permitem controlar a temperatura do gás no distribuidor, possuem amperímetros e voltí-

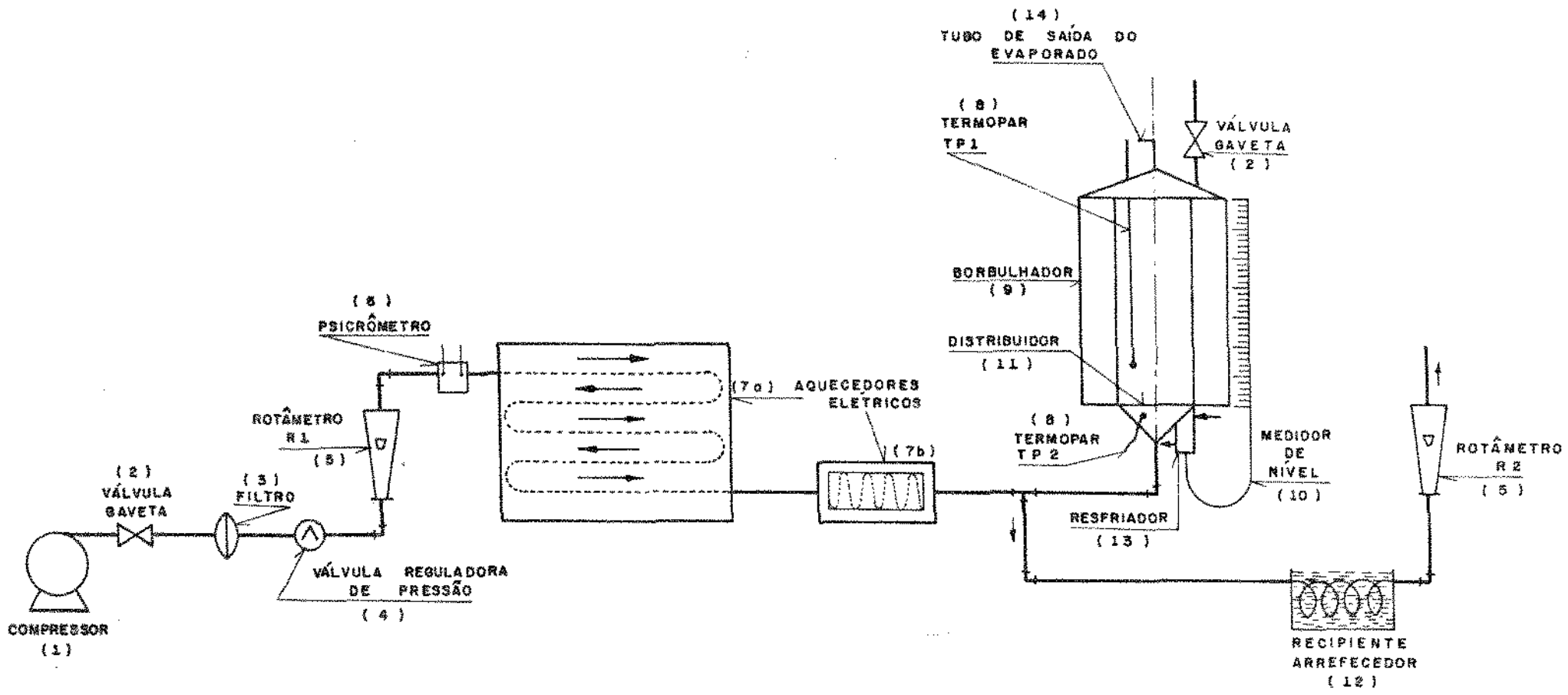


FIG. (IV. 1) ESQUEMA GERAL DA MONTAGEM EXPERIMENTAL

metros na faixa de 0-15 Ampères e 0-150 Volts, respectivamente. Esses variadores foram construídos especialmente para a montagem experimental.

O aquecedor (7.a) é isolado com duas mantas de fibra cerâmica de espessura de 5,0 cm. O aquecedor (7.b), é isolado por uma canaleta de lã de vidro com espessura de 5,0 cm.

O ar passa através dos aquecedores e chega até o distribuidor, Figura IV.2, o qual está fixo por parafusos situado na base do borbulhador (9). O distribuidor é constituído de um prato perfurado de latão, de diâmetro de 10,63 cm, com orifícios de 1,0 mm de diâmetro, tendo no total 13 orifícios, dispostos em forma triangular. Na superfície inferior do distribuidor foi fixada uma placa de amianto com espessura de 4,0 mm, com a finalidade de minimizar os efeitos de aquecimento do líquido na superfície superior do distribuidor. Quando o ar penetra pelos orifícios do distribuidor, e adiciona-se líquido no borbulhador, as bolhas são formadas nos orifícios, iniciando-se assim o processo de borbulhamento.

O borbulhador, Figura IV.3, consiste fundamentalmente de três partes: um cone metálico inferior, um corpo central de vidro, e um cone metálico superior. Essas partes são totalmente desmontáveis, o que vem facilitar bastante a manutenção do equipamento.

Na sua base, construída em latão e em forma cônica, encontra-se o distribuidor, e também um tubo de cobre de 3/8 polegada, por onde é introduzido o ar aquecido. O corpo central é formado por dois cilindros concêntricos, de vidro pirex, sendo o tubo interno de 30,5 cm de altura e 11,43 cm de diâme-

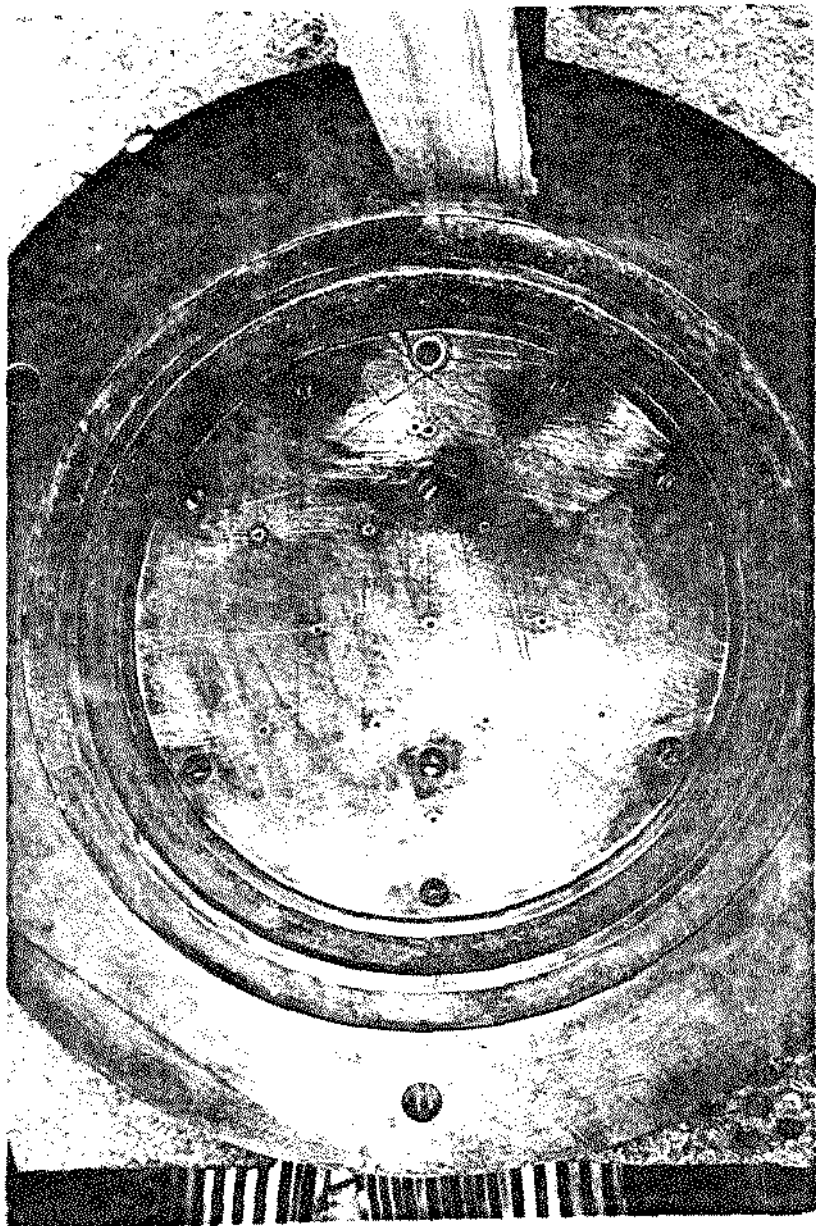


FIGURA IV.2 - Detalhe do Distribuidor.

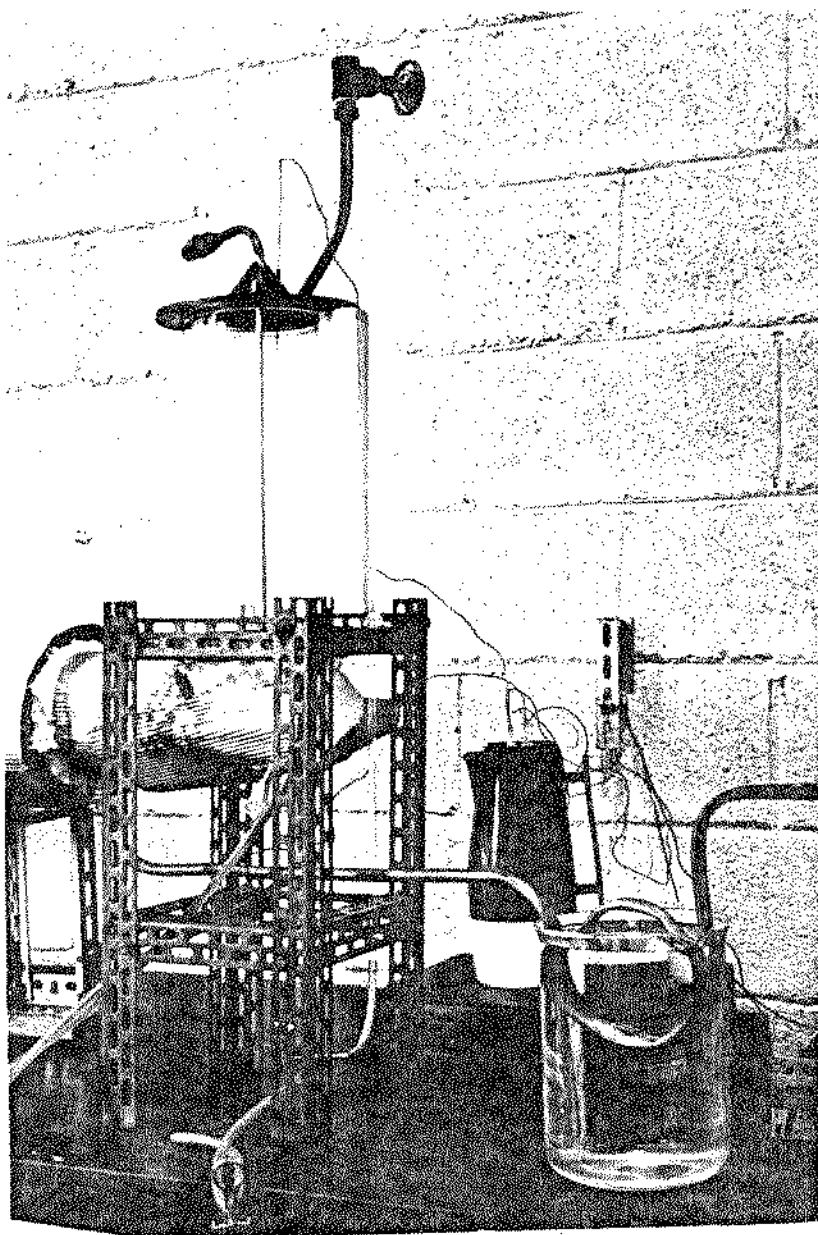


FIGURA IV.3 - Detalhe do Borbulhador.

tro interno, e o tubo externo de 30,4 cm de altura e 13,40 cm de diâmetro interno, sendo a espessura de ambos 5 mm. O tubo externo é utilizado com a finalidade de proporcionar um isolamento térmico, pois o ar no espaço entre os dois tubos faz com que ocorra uma diminuição das perdas de calor para o ambiente.

Na parte superior do borbulhador há um cone de latão, constituído de dois tubos, sendo um tubo provido de válvula (2), por onde se adiciona o líquido a ser borbuhlado, e o outro é utilizado para a saída do evaporado durante o processo de borbuhlamento, existindo também um pequeno tubo de cobre, que facilita a entrada do termopar (TP1). Os cilindros concêntricos do borbuhlador, são fixados na base e na parte superior por meio de três grandes parafusos, o que permite uma vedação completa.

Conectado à base do borbuhlador, tem-se um tubo de cobre no qual foi instalado um resfriador (13), com a finalidade de evitar seu aquecimento excessivo e com isso eliminar possível formação de bolhas de vapor no seu interior ao se adicionar o líquido. Neste tubo de cobre foi acoplado um medidor de nível (10), o qual é um tubo de vidro de pequeno diâmetro, que possibilita a leitura da altura do líquido e do gás nele contido com maior precisão, evitando os efeitos das oscilações que ocorrem na superfície do líquido.

Os sensores de temperatura para a medida do ar de entrada TP2, situado no interior do cone metálico inferior e para a medida da temperatura do líquido TP1, localizado no interior do borbuhlador, são constituídos de pares termoelétricos de ferro-constantan (8), onde os resultados dessas temperatu-

ras são lidas com auxílio de um milivoltímetro digital, fabricado pela ECB-Equipamentos Científicos do Brasil-SP, dotado de chave seletora e depois convertidas para graus centígrados. Esses termopares tem como referência a temperatura de 0°C .

Os rotâmetros (5), usados para as medidas de vazão de ar, foram previamente calibrados com um rotâmetro padrão da marca Groger Gilmont, série K-494, dotado de curva de calibração. O rotâmetro R1, situado logo após a válvula redutora de pressão (4), é constituído de um tubo de fabricação da Omel, o qual fornece a medida da vazão de ar de entrada no sistema. Em virtude do aumento da temperatura do gás provocar um aumento da perda de carga nos aquecedores, foram necessârias curvas de calibração para o rotâmetro R1 à várias pressões, abrangendo um intervalo de 0 a $2,6 \text{ KgF/cm}^2$.

A Figura IV.4, mostra o esquema utilizado na calibração do rotâmetro R1 e R2, onde a perda de carga na válvula gaveta, corresponde a uma perda equivalente nos aquecedores, sendo feitas essas medidas à temperatura ambiente.

O uso da linha auxiliar possibilita vazões maiores nos aquecedores e com isso propicia maiores temperaturas do gás de entrada no borbulhador, mesmo quando sua vazão é baixa. O fluxo de ar que é retirado pelo desvio, passa por um recipiente (12), onde no seu interior há uma serpentina imersa em água, e chega ao rotâmetro R2, constituído de um tubo de fabricação da Blue White, onde é feita a medida dessa vazão. A finalidade do recipiente arrefecedor, é para garantir que o ar que passa pela linha auxiliar, esteja à temperatura ambiente, podendo então a vazão de ar do sistema, ser dada pela diferença das va-

Fig. 4

zões lidas nos rotâmetros R1 e R2, respectivamente,

Com a finalidade de obter-se parâmetros relativos à qualidade do gás de entrada, foi construído e acoplado ao sistema, um psicrômetro (6), onde eram feitas leituras da temperatura de bulbo seco, t_s e da temperatura de bulbo úmido, t_u . A ASHRAE (46, 47), apresenta uma discussão detalhada a respeito da utilização adequada de psicrômetros e suas limitações.

O psicrômetro utilizado neste trabalho é constituído de um tubo de cobre todo revestido com uma camada de níquel, com 1,1 cm de diâmetro interno e 10,0 cm de comprimento, contendo termômetros de bulbo seco e bulbo úmido, e tendo um dispositivo que mantém umedecida a mecha de bulbo úmido (6), como mostra a Figura IV.5.

O ar úmido (1), proveniente do compressor, passa pelos termômetros de bulbo seco (2) e de bulbo úmido (3) e sai para os aquecedores. A água contida no depósito (7), tem a função básica de manter umedecida a mecha de bulbo úmido, permitindo com isso que o ar que passa sobre a mecha úmida fique em íntimo contato com o bulbo do termômetro, assim sendo a temperatura de bulbo úmido é indicada.

A mecha de bulbo úmido foi feita com algodão hidrófilo, envolvida em gaze cirúrgica e presa ao bulbo do termômetro com fio de algodão.

O procedimento utilizado para a obtenção das medidas experimentais efetuadas, será descrito a seguir.

O ar a ser aquecido, encontra-se disponível em uma linha de ar comprimido. Inicialmente abre-se a válvula gaveta (2) - ver Figura IV.1, e o ar passa por um filtro dotado de uma

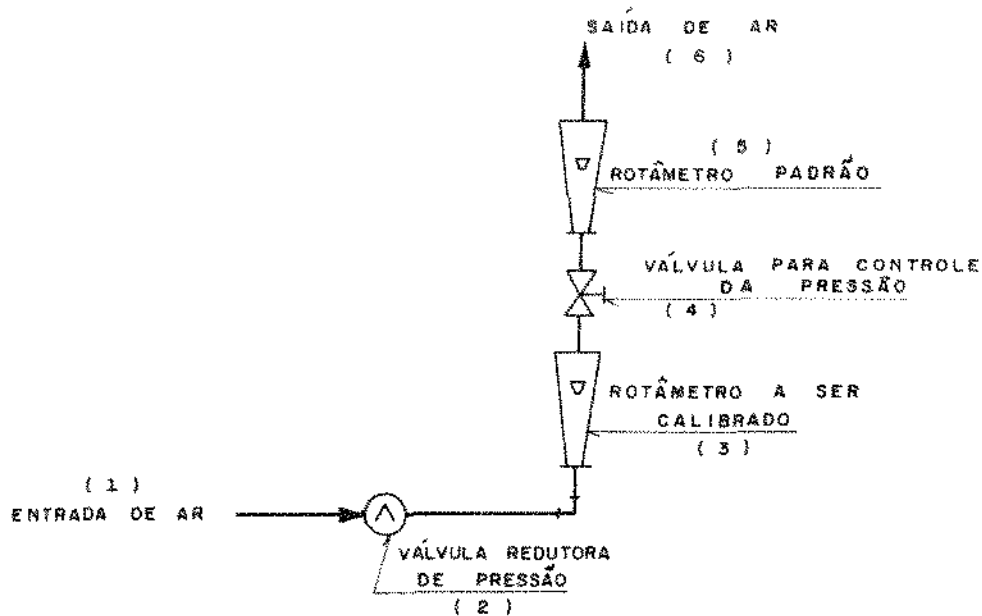


FIG. (IV.4) ESQUEMA PARA CALIBRAÇÃO DO ROTÂMETRO R1 E R2

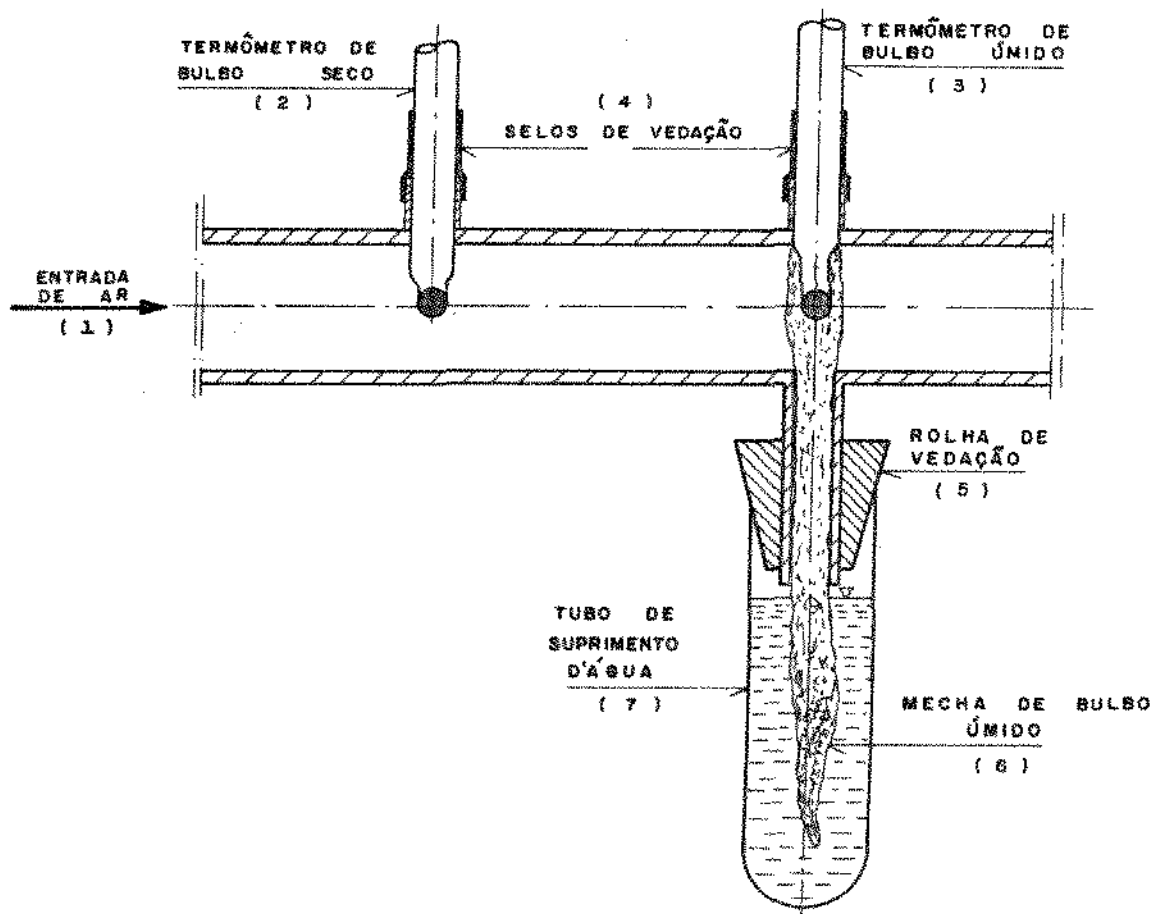


FIG. (IV.5) ESQUEMA DO PSICRÔMETRO

válvula redutora de pressão, tendo como elemento filtrante bronze sinterizado. Em seguida, passa pelo rotâmetro R1, e pelo psicrômetro, sendo aquecido por meio das resistências elétricas contidas nos aquecedores. O ar aquecido ao sair do último aquecedor é transportado até o borbulhador através de uma tubulação de cobre de 0,64 cm de diâmetro interno, a qual está revestida com fibra cerâmica.

Uma temperatura do gás de entrada é conseguida rapidamente sem a utilização do desvio. Faz-se então o uso da linha auxiliar, que permite controlar a vazão de ar na entrada do borbulhador, e conseqüentemente isso leva a uma nova temperatura de equilíbrio, a qual deseja-se operar no sistema. Com a temperatura e a vazão controladas, coloca-se rapidamente uma quantidade conhecida de líquido no borbulhador, iniciando-se assim o processo de borbulhamento. A partir desta etapa, faz-se simultaneamente as leituras de temperatura de entrada do gás e do líquido no borbulhador, e mede-se a variação da altura de borbulhamento em intervalos de tempos definidos.

Este procedimento é quando opera-se com temperaturas de gás de entrada igual ou superior a 180°C no borbulhador, para temperaturas menores não há necessidade do uso da linha auxiliar e as etapas de operação seguem o mesmo procedimento.

IV.2. OBTENÇÃO DAS MEDIDAS EXPERIMENTAIS

Com a finalidade de comprovar o modelo proposto e analisar os efeitos decorrentes da mudança de fase, foram feitas medidas experimentais que constaram basicamente do seguinte: medidas das temperaturas de bulbo seco (t_s) e bulbo úmido (t_u),

medida da vazão de ar de entrada (G_i), medida da temperatura de entrada do ar aquecido (T_g), medida da temperatura do líquido no borbulhador (T_L) e medida da variação da altura de borbulhamento (H_L) com o tempo. A última medida leva à determinação da quantidade de líquido evaporado.

As temperaturas de bulbo seco e bulbo úmido, permitiram calcular parâmetros, relativos à umidade do ar de alimentação.

Para a determinação da pressão de saturação, p_{ws} à temperatura t_u e t_s , utilizou-se a equação:

$$\log_{10} \left(\frac{p_{ws}}{218,167} \right) = - \frac{\gamma}{T} \left(\frac{e_1 + e_2\gamma + e_3\gamma^3}{1 + e_4\gamma} \right) \quad (\text{IV.1})$$

apresentada por KEENAN e KEYS (48), válida para uma faixa de temperatura de 283,15 a 423,15 K, onde p_{ws} , é expressa em atm, $\gamma = (647,27 - T)$, T a temperatura em graus Kelvin,

$$e_1 = 3,2437814, \quad e_2 = 5,86826 \times 10^{-3}, \quad e_3 = 1,1702379 \times 10^{-8} \quad e_4 = 2,1878462 \times 10^{-3}.$$

O cálculo das umidades absolutas w_{su} à t_u e p , e w_{ss} à t_s e p , são através das equações:

$$w_{su} = 0,62198 \frac{p_{ws}(t_u)}{p - p_{ws}(t_u)} \quad (\text{IV.2a})$$

$$e \quad w_{ss} = 0,62198 \frac{p_{ws}(t_s)}{p - p_{ws}(t_s)} \quad (\text{IV.2b})$$

essas equações, são fundamentadas na consideração que o ar seco

e o vapor d'água, obedecem a equação do gás ideal. A pressão p é a pressão atmosférica, expressa em atm.

Um outro importante parâmetro, é a razão de umidade w , definida como a relação da quantidade de vapor d'água e a quantidade de ar seco contida na mistura. A equação para o cálculo é dada por:

$$w = \frac{(1093 - 0,556 \text{ } t_u)w_{su} - 0,240(ts - t_u)}{1093 + 0,444 \text{ } ts - t_u} \quad (\text{IV.3})$$

O cálculo da umidade relativa u_r , é através da equação:

$$u_r = \frac{g_s}{1 - (1 - g_s)(p_{ws}(ts)/p)} \quad (\text{IV.4})$$

onde o parâmetro g_s é o grau de saturação, definido como a relação da umidade absoluta w , e a umidade absoluta w_{ss} de ar saturado à ts e p :

$$g_s = \frac{w}{w_{ss}} \quad (\text{IV.5})$$

As equações (IV.1) até (IV.5), constam da ASHRAE (48). A Tabela (IV.1), mostra o procedimento para o cálculo dessas propriedades. O programa PSI-BAS (ver anexo A), determina essas propriedades, as quais são mostradas na Tabela (IV.2).

Na Tabela (IV.3), é mostrada uma comparação entre os valores calculados para a razão de umidade com os valores encontrados através da carta psicrométrica, para vários pares de

t_s e t_u à pressão de 1,0 atm. Os valores de w calculados mostram boa concordância com os dados obtidos pela carta psicrométrica, apresentando um desvio médio relativo da ordem de 1,4%.

Tabela IV.1 - Dados: Temperaturas (t_s) e (t_u)
Pressão p

Para Obter	Usar	Comentários
$p_{ws} (t_u)$	Eq. (IV.1)	A pressão de saturação a temperatura t_u
w_{su}	Eq. (IV.2a)	A umidade absoluta à t_u e p , usando (t_u):
w	Eq. (IV.3)	A umidade absoluta
$p_{ws} (t_s)$	Eq. (IV.1)	A pressão de saturação a temperatura t_s
w_{ss}	Eq. (IV.2b)	A umidade absoluta à t_s e p , usando $p_{ws} (t_s)$
g_s	Eq. (IV.5)	O grau de saturação, usando w_{ss}
u_r	Eq. (IV.4)	A umidade relativa em %, usando $p_{ws} (t_s)$

As equações obtidas para o cálculo dos coeficientes de transferência de calor e massa e também as equações que dão os fluxos correspondentes, bem como as equações para a previsão da temperatura de equilíbrio do líquido, apresentam em suas formas, as dimensões das bolhas, através do seu raio a .

Para a determinação do raio a , foi utilizada a

equação:

$$V_b = 1,138 \frac{G_o^{1,2}}{g^{0,6}} \quad (\text{IV.6})$$

apresentada por DAVIDSON e HARRISON (7), a qual é fundamentada em uma teoria de formação da bolha em um líquido invíscido, onde V_b é o volume de uma bolha em cm^3 , G_o a vazão volumétrica em cm^3/s por cada orifício e g a aceleração da gravidade, igual a 981 cm/s . Dando bons resultados para fluidos reais.

Ainda na referência (7), a equação (IV.6), foi comparada com resultados obtidos experimentalmente por diversos pesquisadores no estudo de formação de bolhas de hidrogênio e bolhas de ar em água, tendo sido obtidos bons resultados. Nos experimentos usados, os diâmetros dos orifícios variaram de $1,5 \text{ mm}$ até $4,8 \text{ mm}$.

Devido às diferentes temperaturas médias de entrada do ar aquecido (T_g) - ver Tabela (IV.4), utilizadas em cada conjunto de corridas experimentais, foi feita uma correção para a vazão total de ar no distribuidor, sendo a vazão corrigida calculada por:

$$G = \frac{\rho_i G_i}{\rho} \quad (\text{IV.7})$$

onde G é a vazão volumétrica total corrigida em cm^3/s , ρ_i a densidade do ar de entrada no sistema considerada a temperatura de 26°C , ρ a densidade na temperatura do ar aquecido, e G_i a vazão total de ar de entrada igual a $0,230 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, o qual foi o valor utilizado em nossos experimentos. Foi considerada uma distribuição uniforme nos treze orifícios do distribuidor.

A aplicação da equação (IV.6), e a consideração de que as bolhas possuem uma forma esférica, levaram à determinação dos seus raios, conforme mostrado na Tabela (IV.4).

Um estudo fotográfico das dimensões das bolhas no borbulhador foi realizado, onde mostrou um afastamento da forma esférica, tendendo para uma forma oblata (elipsoidal), conforme pode ser verificado nas Figuras (IV.6), (IV.7) e (IV.8). Essas verificações apresentaram valores médios para o semi-eixo maior e menor iguais a 0,90 cm e 0,50 cm, respectivamente.

Calculando o volume correspondente a essa geometria e considerando uma esfera de igual volume, o raio resultante foi de 0,608 cm. Esse valor quando comparado com os valores dos raios das corridas A1 até A6 (Tabela IV.4), apresentam boa concordância, dando um desvio médio da ordem de 5,5%.

Para efeito de cálculo o valor considerado para os raios das bolhas serão aqueles apresentados na Tabela (IV.4).

O equipamento, Figura (IV.9), opera de uma forma batida, conseqüentemente o tempo de residência da bolha não será constante. À medida que a altura de borbulhamento diminui devido a evaporação da fase contínua, é evidente que o tempo de residência também irá diminuir. Assim sendo, o cálculo do tempo de residência será feito através da razão:

$$\tau = \frac{H_m}{v_b} \quad (IV.8)$$

onde H_m é uma altura média de borbulhamento calculada em relação à altura inicial e final de borbulhamento, e v_b a velocidade de ascensão da bolha.



FIGURA IV.6 - Detalhe do Borbulhamento.

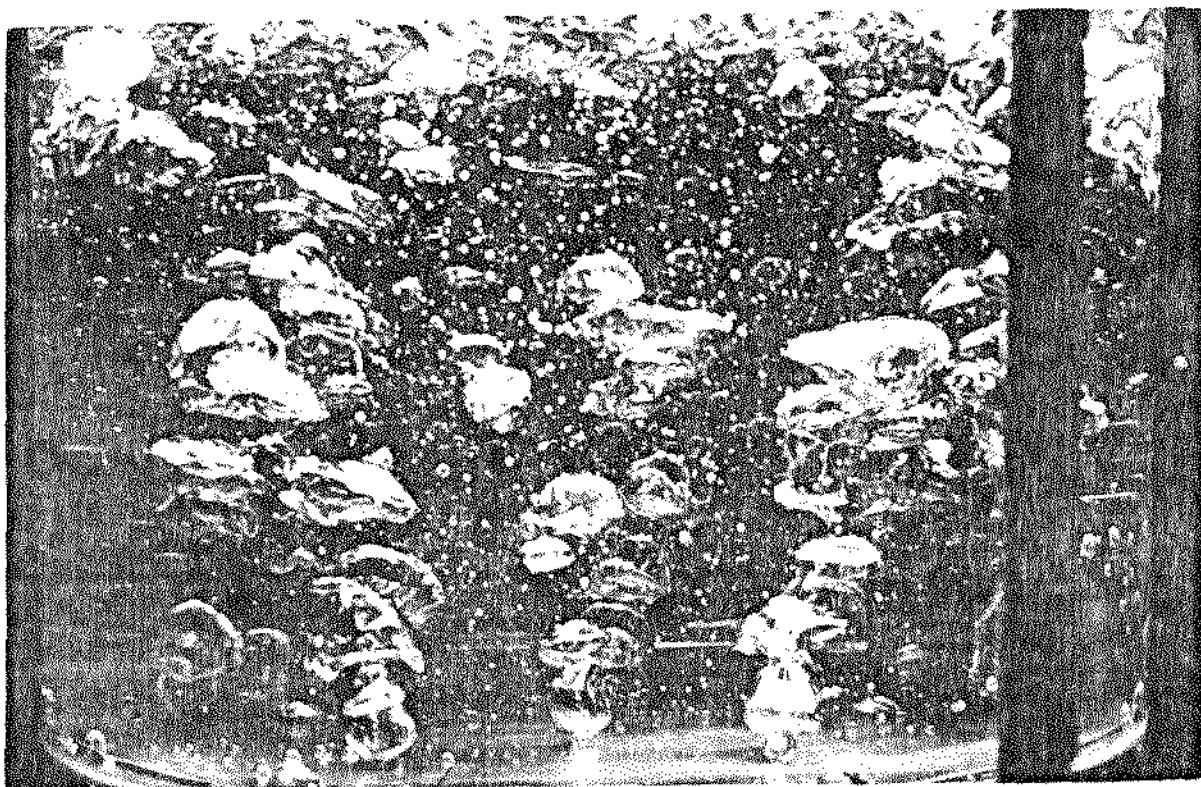


FIGURA IV.7 - Detalhe do Borbulhamento.

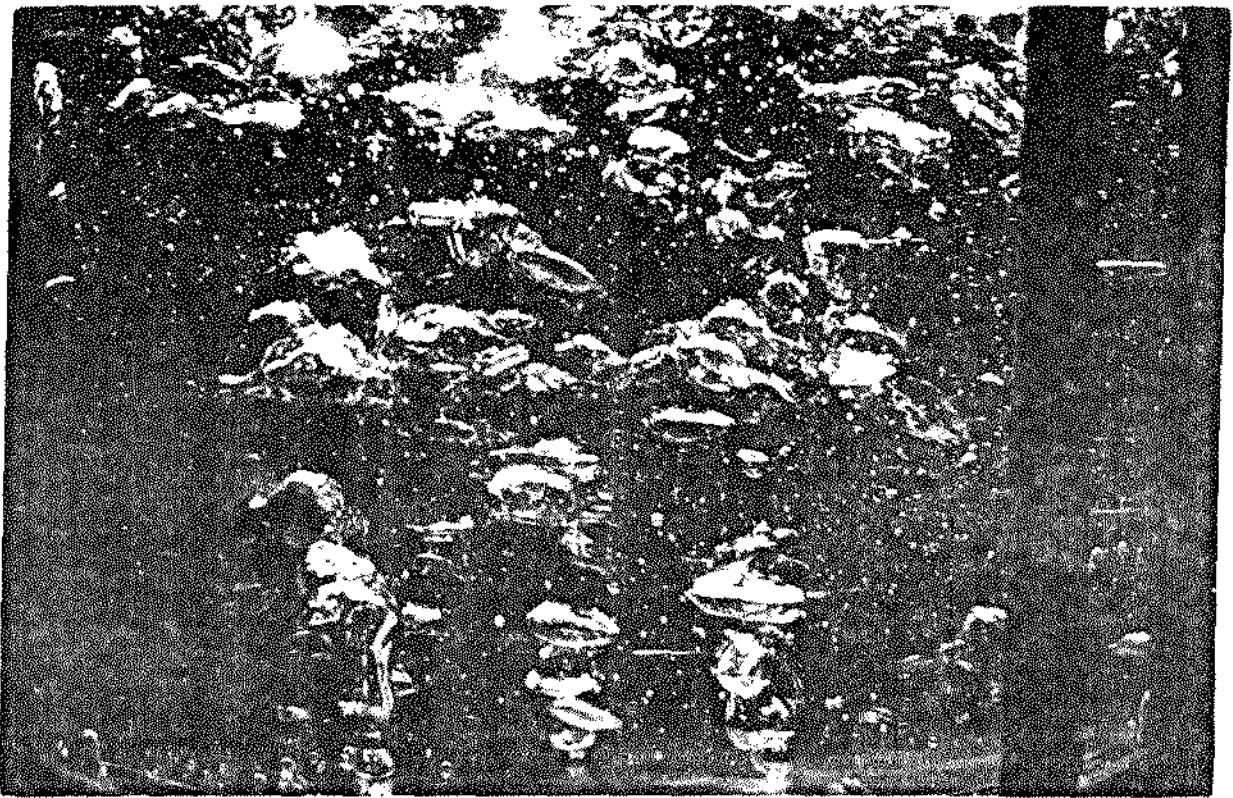


FIGURA IV.8 - Detalhe do Borbulhamento

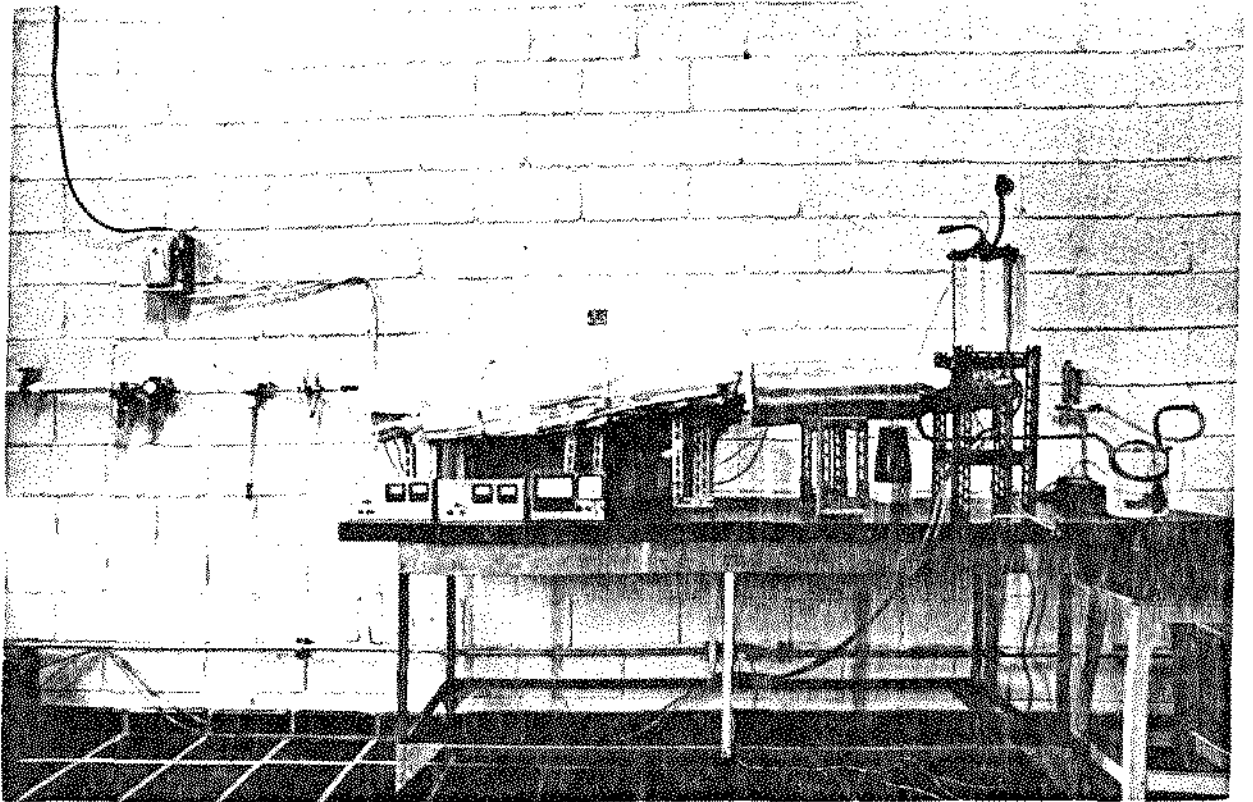


FIGURA IV.9 - Equipamento Experimental (Vista frontal).

O cálculo da velocidade de ascensão foi feito usando a correlação experimental de DAVIES e TAYLOR, segundo a referência (7),

$$v_b = 0,711 (g d_b)^{0,5} \quad (\text{IV.9})$$

sendo v_b expressa em cm/s, g é a aceleração da gravidade, e d_b o diâmetro equivalente de uma esfera de igual volume, expresso em cm.

A quantidade de líquido evaporado em um determinado intervalo de tempo é medida diretamente através de uma variação na altura de borbulhamento, sendo esses valores corrigidos a fim de fornecer a quantidade real de líquido evaporado. Essa correção leva em conta o volume V_b de bolhas presente no borbulhador em relação ao volume total V_T , de maneira que o volume de líquido V_1 , é dado por:

$$V_1 = V_T - V_b \quad (\text{IV.10})$$

A fração de gás presente no borbulhador, é a razão entre V_b e V_T , sendo que:

$$H_g = V_b/V_T \quad (\text{IV.11})$$

Assim sendo, V_1 será dado por:

$$V_1 = V_T (1 - H_g) \quad (\text{IV.12})$$

O volume $V_{1, ev}$ de líquido evaporado, quando a altura de borbulhamento varia de um valor inicial H_i para um valor final H_f , é dado por:

$$V_{1, ev} = (1 - H_g) (V_{Ti} - V_{Tf}) \quad (IV.13)$$

onde V_{Ti} e V_{Tf} , são os volumes totais correspondentes às alturas H_i e H_f , respectivamente.

O cálculo da fração gasosa, foi feito experimentalmente, pois verificou-se a possibilidade de ocorrer uma variação da fração gasosa com a variação da altura de borbulhamento. Com o objetivo de caracterizar essa variação e determinar a fração gasosa, foram feitos ensaios, tomando-se volumes de líquidos correspondentes à aqueles utilizados nas corridas experimentais. Foram feitas medidas à temperatura ambiente, da altura do líquido sem borbulhamento e medidas de alturas com borbulhamento, usando a mesma vazão das corridas experimentais.

Os resultados mostraram uma variação da fração gasosa, mostrada na Tabela (IV.5), onde observa-se que à medida que a altura de borbulhamento diminui a fração gasosa aumenta.

A fração gasosa H_g , calculada experimentalmente foi através da equação:

$$H_g = \frac{h_1 - h_2}{h_1} \quad (IV.14)$$

a qual é idêntica a equação (IV.11). Sendo h_1 , a altura de líquido com borbulhamento, e h_2 a altura de líquido sem borbulhamento. Para os cálculos será utilizado o valor médio dessa fração.

Durante a operação de borbulhamento observou-se a possibilidade de ocorrer uma variação da altura de borbulhamento não só devido a evaporação, mas também devido ao arraste.

Para caracterizar esse efeito e determinar sua influência nos resultados obtidos, foi realizado o borbulhamento de ar à temperatura ambiente, utilizando-se a mesma vazão e o mesmo tempo de borbulhamento das corridas experimentais. Os resultados mostraram uma pequena influência desse efeito, onde a altura de borbulhamento sofreu uma variação da ordem de $1,58 \times 10^{-3}$ cm/min, correspondendo a um arraste de $0,271 \times 10^{-2}$ g/s de líquido, o que evidencia uma pequena influência desse efeito. Essa quantidade de líquido arrastado será considerado nos cálculos das taxas de evaporação.

Com a vazão de ar na entrada mantida constante, e variando-se a altura de borbulhamento e a temperatura de entrada do ar, foram realizadas 48 corridas experimentais, cada uma com o tempo total de borbulhamento de 120 minutos, totalizando um conjunto de 528 pontos experimentais. A fixação do tempo de borbulhamento foi pelo fato de em alguns casos, não ser possível a medida da altura de borbulhamento além desse tempo, devido a pequena altura alcançada no borbulhador.

Para todas as corridas experimentais as medidas eram tomadas em intervalos de tempo pré-fixados, onde nos primeiros 15 minutos de borbulhamento esse intervalo foi de 5 minutos, e a partir desse intervalo passava a ser de 15 minutos.

IV.2.1. Tabela de dados experimentais

Os resultados obtidos encontram-se nas Tabelas (IV.6) a (IV.53), sendo considerados suficientes para a representação do fenômeno estudado.

Tabela IV.2 - Valores dos parâmetros psicrométricos

PSI.BAS

ts(°C)	tu(°C)	pwsts(atm)	pwstu(atm)	wss(Kg/Kg)	wsu(Kg/Kg)	w(Kg/Kg)	qs	ur%
28.0000	24.0000	.0390	.0294	.0253	.0189	.0188	.6656	67.4399
28.0000	23.5000	.0390	.0286	.0253	.0183	.0160	.6346	64.3818
28.0000	23.2000	.0390	.0280	.0253	.0179	.0156	.6164	62.5735
28.0000	23.1000	.0390	.0279	.0253	.0178	.0154	.6103	61.9756
28.0000	23.0000	.0390	.0277	.0253	.0177	.0153	.6043	61.3800
29.0000	23.0000	.0395	.0277	.0256	.0177	.0152	.5938	60.3480
27.0000	21.6667	.0352	.0255	.0227	.0163	.0141	.6204	62.0025
26.0000	21.1111	.0331	.0247	.0213	.0157	.0137	.6421	64.9815
25.0000	20.2778	.0312	.0235	.0201	.0149	.0130	.6462	65.3428
24.5000	20.0000	.0303	.0231	.0194	.0147	.0128	.6579	66.4766
23.5000	18.8889	.0286	.0215	.0183	.0137	.0118	.6428	64.9461
25.5000	19.8889	.0322	.0229	.0207	.0146	.0122	.5913	59.9143
27.2222	21.7778	.0356	.0257	.0230	.0164	.0141	.6150	62.3564
25.2778	20.3889	.0318	.0236	.0204	.0150	.0130	.6370	64.4419
25.1667	20.1667	.0315	.0233	.0203	.0148	.0127	.6288	63.6210
25.3889	20.2778	.0320	.0235	.0205	.0149	.0128	.6290	63.0643
26.1111	21.2778	.0334	.0249	.0215	.0159	.0139	.6465	65.4245
25.8889	21.1667	.0329	.0248	.0212	.0158	.0138	.6524	65.9924
24.7222	20.3889	.0307	.0236	.0197	.0150	.0132	.6709	67.7761
25.0333	21.1111	.0328	.0247	.0211	.0157	.0138	.6520	65.9527
26.0000	21.3333	.0331	.0250	.0213	.0160	.0140	.6568	66.4363
26.9444	21.6667	.0350	.0255	.0226	.0163	.0141	.6236	63.1900
28.3333	23.3333	.0380	.0283	.0246	.0181	.0160	.6503	65.9033
25.0000	20.5556	.0312	.0239	.0201	.0152	.0133	.6651	67.2149
23.7778	18.6111	.0290	.0211	.0186	.0134	.0113	.6066	61.3590
23.8889	18.8889	.0292	.0215	.0187	.0137	.0116	.6189	62.5868
26.3889	21.0000	.0339	.0245	.0218	.0156	.0134	.6125	62.0613
24.4444	20.2778	.0302	.0235	.0194	.0149	.0132	.6807	68.7316
26.6667	21.3889	.0345	.0251	.0222	.0160	.0138	.6216	62.9804
26.0000	20.9444	.0331	.0244	.0213	.0156	.0135	.6312	63.8984
26.1111	20.5556	.0334	.0239	.0215	.0152	.0129	.5997	60.7808
25.5000	20.5556	.0322	.0239	.0207	.0152	.0131	.6349	64.2444
25.0000	20.3889	.0312	.0236	.0201	.0150	.0131	.6537	66.0093
24.0000	20.0000	.0294	.0231	.0189	.0147	.0130	.6896	69.5938

↑
Tira de umidade
e gases

Tabela IV.3 - Comparação entre valores calculados e dados da carta psicrométrica

ts (°C)	tu (°C)	Razão de umidade de (Kg vapor d'água/Kg ar seco)			
		Valor calculado	Carta psicrométrica	Diferença	Desvio relativo (%)
28,8	24,0	0,0168	0,0167	0,0001	0,595
28,8	23,5	0,0160	0,0162	-0,0002	1,250
28,8	23,2	0,0156	0,0156	0,0000	0,000
28,8	23,1	0,0154	0,0155	-0,0001	0,649
28,8	23,0	0,0153	0,0154	-0,0001	0,653
29,0	23,0	0,0152	0,0154	-0,0002	1,316
27,0	21,7	0,0141	0,0143	-0,0002	1,418
26,0	21,1	0,0137	0,0138	-0,0001	0,730
25,0	20,3	0,0130	0,0132	-0,0002	1,538
24,5	20,0	0,0128	0,0128	0,0000	0,000
23,5	18,8	0,0118	0,0119	-0,0001	0,847
25,5	19,8	0,0122	0,0124	-0,0002	1,639
27,2	21,8	0,0141	0,0142	-0,0001	0,709
25,3	20,4	0,0130	0,0131	-0,0001	0,769
25,2	20,2	0,0127	0,0128	-0,0001	0,787
25,4	20,3	0,0128	0,0130	-0,0002	1,563
26,1	21,3	0,0139	0,0141	-0,0002	1,438
25,8	21,2	0,0138	0,0141	-0,0003	2,174
24,7	20,4	0,0132	0,0134	-0,0002	1,515
25,8	21,1	0,0138	0,0139	-0,0001	0,725
26,0	21,3	0,0140	0,0142	-0,0002	1,428
27,0	21,7	0,0141	0,0143	-0,0002	1,418
28,3	23,3	0,0160	0,0161	-0,0001	0,625
25,0	20,5	0,0133	0,0134	-0,0001	0,752
23,8	18,6	0,0113	0,0122	-0,0009	7,966
23,8	18,8	0,0116	0,0124	-0,0008	6,896
26,4	21,0	0,0134	0,0135	-0,0001	0,746
24,4	20,3	0,0132	0,0132	-0,0000	0,000
26,7	21,4	0,0138	0,0140	-0,0002	1,449
26,0	21,0	0,0135	0,0137	-0,0002	1,481
26,1	20,5	0,0129	0,0130	-0,0001	0,775
25,5	20,5	0,0131	0,0132	-0,0001	0,763
25,0	20,4	0,0131	0,0133	-0,0002	1,526
24,0	20,0	0,0130	0,0132	-0,0002	1,538
					Desvio médio = 1,402

Tabela IV.4 - Parâmetros relativos às corridas experimentais

Conjunto de corridas experimentais	Número total de corridas experimentais	Temperatura do ar de entrada (\bar{T}_g) ($^{\circ}\text{C}$)	Vazão total corrigida (G) ($\times 10^3 \text{ m}^3/\text{s}$)	Vazão por cada orifício (G_o) ($\times 10^3 \text{ m}^3/\text{s}$)	Volume da bolha (V_b) ($\times 10^{-6} \text{ m}^3$)	Raio da bolha (a) ($\times 10^2 \text{ m}$)
(A1)	9	70	0,26608	0,020467	0,6830	0,546
(A2)	9	100	0,29816	0,022935	0,7830	0,572
(A3)	8	150	0,33090	0,025458	0,8870	0,592
(A4)	8	180	0,35473	0,027286	0,9640	0,612
(A5)	7	225	0,38429	0,029561	1,0616	0,632
(A6)	7	285	0,43711	0,033623	1,2391	0,666

Tabela IV.5

Volume medido na proveta (x 10 ⁶ m ³)	Volume sem borbulhamento (x10 ⁶ m ³)	Volume com borbulhamento (x10 ⁶ m ³)	Altura de líquido sem borbulhamento h ₂ x 10 ² (m)	Altura de líquido com borbulhamento h ₁ x 10 ² (m)	Fração de gás no borbulhador H _g
1000	908,081	923,472	8,85	9,00	0,0166
900	800,342	820,864	7,80	8,00	0,0250
800	697,734	718,256	6,80	7,00	0,0285
700	595,126	615,648	5,80	6,00	0,0333
600	492,518	513,040	4,80	5,00	0,0400
500	395,041	415,562	3,85	4,05	0,0493
400	297,563	318,085	2,90	3,10	0,0645
300	205,216	220,607	2,00	2,15	0,0697
200	102,608	112,868	1,00	1,10	0,0909

Valor Médio = 0,046

Tabela IV.6 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbulhamento (V_L) ($\times 10^6$ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	79,0	8,95	876,097
5	32,0	68,7	8,95	"
10	32,4	68,7	8,95	"
15	32,5	69,3	8,90	871,205
30	32,5	69,6	8,80	861,414
45	32,7	69,8	8,75	856,520
60	33,1	70,4	8,70	851,625
75	33,1	70,5	8,65	846,731
90	33,1	70,7	8,55	836,942
105	33,5	71,5	8,50	832,048
120	34,0	72,0	8,45	827,153

Tabela IV.7 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbulhamento (V_L) ($\times 10^6$ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	78,0	7,95	778,209
5	32,4	68,3	7,95	"
10	32,5	68,7	7,95	"
15	32,5	69,3	7,90	773,315
30	33,0	70,0	7,85	768,421
45	33,3	70,2	7,75	758,632
60	33,3	70,6	7,65	748,843
75	33,3	70,6	7,60	743,949
90	33,5	71,1	7,55	739,054
105	33,7	71,1	7,50	734,160
120	33,7	71,7	7,45	729,265

Tabela IV.8 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_L) ($\times 10^6$ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	78,8	7,05	690,110
5	32,7	69,0	7,05	"
10	32,7	69,3	7,05	"
15	33,0	69,3	7,00	685,216
30	33,1	69,8	6,90	675,427
45	33,1	70,0	6,85	670,532
60	33,3	70,2	6,75	660,744
75	33,5	70,2	6,70	655,849
90	33,5	70,6	6,65	650,955
105	33,5	71,1	6,60	646,061
120	33,5	71,7	6,55	641,166

Tabela IV.9 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_L) ($\times 10^6$ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	78,5	6,15	602,011
5	32,0	68,5	6,15	"
10	32,5	68,6	6,15	"
15	32,5	69,0	6,10	597,117
30	32,5	69,6	6,05	592,222
45	33,0	69,6	5,95	582,433
60	33,3	69,8	5,90	577,539
75	33,3	70,2	5,85	572,644
90	33,7	70,7	5,80	567,750
105	33,7	71,5	5,75	562,856
120	33,7	71,8	5,70	557,961

Tabela IV.10 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador V_1 ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	79,1	5,25	513,912
5	32,5	68,7	5,25	"
10	33,0	69,0	5,25	"
15	33,7	69,3	5,20	509,018
30	33,7	69,6	5,15	504,123
45	34,0	70,0	5,05	494,334
60	34,0	70,0	5,00	489,440
75	34,0	70,4	4,95	484,545
90	34,1	70,6	4,90	479,651
105	34,1	71,1	4,85	474,756
120	34,1	71,5	4,80	469,862

Tabela IV.11 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	78,3	4,10	401,340
5	32,2	68,2	4,10	"
10	32,7	68,6	4,10	"
15	32,7	68,9	4,05	396,446
30	33,0	68,9	3,95	386,657
45	33,0	69,4	3,85	376,868
60	33,1	69,4	3,80	371,974
75	33,3	70,0	3,75	367,080
90	33,3	70,2	3,70	362,185
105	33,5	70,5	3,65	357,291
120	33,5	70,7	3,60	352,396

Tabela IV.12 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	79,3	3,25	318,156
5	32,0	69,0	3,25	"
10	32,4	69,0	3,25	"
15	32,5	69,3	3,20	315,241
30	33,0	69,6	3,15	308,547
45	33,3	69,8	3,10	305,452
60	33,7	70,4	2,95	288,769
75	34,0	70,5	2,90	285,875
90	34,0	70,7	2,85	278,981
105	34,5	71,3	2,80	274,086
120	34,5	72,1	2,75	269,192

Tabela IV.13 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	78,7	2,20	215,353
5	32,0	68,6	2,20	"
10	32,0	69,0	2,15	210,459
15	32,0	69,0	2,15	"
30	32,0	69,8	2,10	205,564
45	32,4	70,0	2,00	195,776
60	32,7	70,0	1,95	190,881
75	33,7	70,6	1,90	185,987
90	33,1	70,7	1,85	181,092
105	33,5	71,5	1,80	176,198
120	33,7	72,1	1,75	171,304

Tabela IV.14 - (A1)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	78,5	1,30	127,254
5	32,0	68,1	1,30	"
10	32,0	68,3	1,25	122,360
15	32,5	68,6	1,20	117,465
30	32,5	69,3	1,15	112,571
45	32,7	70,0	1,10	107,676
60	33,3	70,5	0,95	92,993
75	33,5	70,6	0,90	88,099
90	33,5	70,7	0,85	83,204
105	33,9	72,0	0,80	78,310
120	34,5	72,8	0,75	73,416

Tabela IV.15 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	110,1	8,85	886,309
5	35,4	97,3	8,85	"
10	35,8	97,6	8,80	861,414
15	36,6	98,4	8,75	856,520
30	37,4	99,3	8,65	846,731
45	37,5	99,5	8,55	836,942
60	37,9	100,0	8,45	827,153
75	38,7	100,4	8,40	822,259
90	38,9	101,2	8,35	817,365
105	39,3	101,5	8,25	807,576
120	39,4	102,1	8,15	797,787

Tabela IV.16 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (HL) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	110,6	7,85	768,421
5	35,6	98,6	7,85	"
10	36,4	99,1	7,80	765,526
15	37,0	99,1	7,75	758,652
30	37,4	99,3	7,65	748,845
45	37,7	99,9	7,55	739,054
60	38,7	100,6	7,50	734,160
75	39,3	100,6	7,40	724,371
90	39,3	101,2	7,30	714,582
105	39,5	101,3	7,25	709,688
120	39,6	102,1	7,20	704,793

Tabela IV.17 - (A2)

Tempo de borbulhamento	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (HL) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	110,8	6,90	675,427
5	35,6	97,8	6,90	"
10	36,1	98,2	6,85	670,533
15	36,6	98,9	6,80	665,638
30	37,5	99,1	6,70	655,849
45	37,7	100,3	6,60	646,061
60	38,3	100,6	6,50	636,272
75	38,9	100,8	6,45	631,377
90	38,9	101,4	6,35	621,589
105	39,1	102,5	6,30	616,694
120	39,3	103,1	6,20	606,905

Tabela IV.18 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	110,0	5,90	577,539
5	36,4	96,7	5,90	"
10	37,0	97,6	5,85	572,645
15	37,7	98,2	5,80	567,751
30	37,7	99,1	5,70	557,962
45	38,5	99,1	5,65	553,067
60	38,9	99,7	5,55	543,278
75	39,1	99,9	5,45	533,489
90	39,3	100,6	5,40	528,595
105	39,6	102,7	5,35	523,701
120	40,2	104,7	5,25	513,912

Tabela IV.19 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	112,5	5,10	499,228
5	37,4	97,5	5,10	"
10	37,7	98,2	5,05	494,334
15	37,9	98,2	5,00	489,440
30	39,5	98,9	4,85	474,756
45	39,6	100,1	4,80	469,862
60	40,4	101,0	4,75	464,968
75	40,4	101,0	4,65	455,179
90	40,4	101,7	4,60	450,284
105	40,8	103,8	4,50	440,496
120	40,9	104,4	4,40	430,707

Tabela IV.20 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	115,2	4,10	401,541
5	40,4	98,6	4,10	"
10	40,6	99,5	4,05	396,446
15	40,6	99,9	4,00	391,552
30	40,8	99,9	3,90	381,763
45	40,9	100,0	3,85	376,868
60	40,9	100,3	3,70	362,185
75	40,9	101,2	3,65	357,291
90	40,9	101,9	3,60	352,396
105	41,2	102,1	3,50	342,608
120	41,2	103,4	3,40	332,819

Tabela IV.21 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	114,4	2,95	288,769
5	38,5	96,9	2,95	"
10	38,5	96,9	2,90	283,875
15	38,9	97,8	2,80	274,086
30	39,5	98,6	2,75	269,192
45	39,5	99,5	2,70	264,297
60	39,6	99,7	2,65	259,403
75	40,0	99,9	2,55	249,614
90	40,0	101,0	2,50	244,720
105	40,4	102,3	2,40	234,931
120	40,6	103,4	2,30	225,142

Tabela IV.22 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	50,0	108,6	2,05	200,670
5	37,0	97,7	2,05	"
10	37,9	97,7	1,95	190,881
15	38,5	97,8	1,90	185,987
30	38,9	98,2	1,85	181,092
45	38,9	98,6	1,80	176,198
60	38,9	98,8	1,70	166,409
75	39,3	99,9	1,60	156,621
90	39,3	101,3	1,55	151,726
105	39,6	103,4	1,45	141,937
120	39,8	104,3	1,40	137,043

Tabela IV.23 - (A2)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	110,3	1,05	107,782
5	38,7	97,3	1,05	"
10	39,1	97,7	1,00	102,608
15	39,4	98,4	0,95	92,993
30	39,4	98,6	0,85	83,204
45	39,6	98,6	0,80	78,310
60	40,0	99,3	0,70	68,521
75	40,2	99,7	0,65	63,627
90	40,4	100,6	0,55	53,838
105	40,6	101,5	0,45	44,049
120	40,8	101,9	0,35	34,261

Tabela IV.24 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	50,0	167,1	8,9	871,205
5	39,6	143,4	8,9	"
10	40,8	146,4	8,8	861,414
15	42,0	148,2	8,7	851,625
30	45,1	149,3	8,6	841,837
45	48,6	151,0	8,5	832,048
60	49,9	152,2	8,4	822,259
75	49,9	152,5	8,3	812,470
90	50,7	153,6	8,2	802,681
105	50,7	155,0	8,1	792,893
120	51,4	155,5	8,0	783,104

Tabela IV.25 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	169,6	7,9	773,315
5	41,8	146,5	7,9	"
10	44,5	146,7	7,8	763,526
15	46,1	147,8	7,7	753,737
30	48,2	147,8	7,6	743,949
45	49,1	148,7	7,5	734,160
60	49,5	149,5	7,4	724,371
75	50,1	150,5	7,3	714,582
90	50,1	151,6	7,2	704,793
105	50,5	152,5	7,1	695,005
120	50,5	153,1	7,0	685,216

Tabela IV.26 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (HL) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	167,1	7,1	695,005
5	41,9	141,1	7,1	"
10	43,6	141,8	7,0	685,216
15	44,9	143,6	6,9	675,427
30	47,3	146,5	6,8	665,638
45	49,2	148,4	6,7	655,849
60	49,9	150,4	6,6	646,061
75	50,1	151,8	6,5	636,272
90	50,3	152,9	6,4	626,483
105	50,7	154,2	6,3	616,694
120	50,9	154,9	6,2	606,905

Tabela IV.27 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (HL) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	167,4	6,1	597,117
5	43,1	144,7	6,1	"
10	45,4	146,0	6,0	587,328
15	46,9	147,6	6,0	"
30	49,6	149,6	5,8	567,750
45	50,7	151,6	5,7	557,961
60	51,6	153,6	5,6	548,173
75	52,0	155,7	5,5	538,384
90	52,6	155,8	5,4	528,595
105	52,7	156,3	5,3	518,806
120	52,7	156,3	5,2	509,017

Tabela IV.28 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	166,5	5,10	499,228
5	44,4	144,0	5,10	"
10	46,5	144,5	5,00	489,440
15	47,6	145,0	5,00	"
30	49,4	147,3	4,90	479,651
45	50,3	148,2	4,80	469,862
60	50,7	150,7	4,70	460,073
75	51,2	151,8	4,60	450,284
90	51,8	153,3	4,50	440,496
105	52,0	154,2	4,40	430,707
120	52,2	154,7	4,30	420,918

Tabela IV.29 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	167,1	4,00	391,55
5	46,0	144,3	4,00	"
10	48,5	145,6	3,90	381,763
15	50,5	146,4	3,85	376,868
30	50,8	147,6	3,80	371,974
45	51,2	149,1	3,70	362,185
60	51,4	151,2	3,60	352,396
75	51,6	152,4	3,50	342,608
90	51,8	153,1	3,40	332,819
105	51,8	154,4	3,30	323,031
120	54,0	155,3	3,20	313,241

Tabela IV.30 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	165,2	3,00	295,664
5	44,2	144,0	3,00	"
10	44,6	144,5	2,90	285,875
15	46,1	145,3	2,90	"
30	48,4	149,3	2,70	264,297
45	49,9	150,5	2,60	254,508
60	49,9	151,4	2,50	244,720
75	49,9	151,4	2,40	234,931
90	50,1	151,8	2,30	225,142
105	50,1	153,5	2,20	215,353
120	50,1	155,0	2,10	205,564

Tabela IV.31 - (A3)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	165,8	2,10	205,564
5	45,4	144,5	2,10	"
10	45,7	144,7	2,00	195,776
15	46,1	145,4	2,00	"
30	48,8	147,8	1,90	185,987
45	48,8	148,9	1,70	166,409
60	49,7	149,8	1,60	156,620
75	49,7	150,7	1,50	146,832
90	49,9	152,7	1,40	137,043
105	50,1	153,8	1,30	127,254
120	50,1	155,1	1,20	117,465

Tabela IV.32 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	198,5	9,00	880,992
5	47,3	177,2	9,00	"
10	49,2	178,1	8,95	876,097
15	50,5	178,6	8,90	871,203
30	51,6	179,5	8,75	856,520
45	52,0	179,9	8,60	841,857
60	52,3	180,1	8,45	827,153
75	53,3	180,6	8,35	817,365
90	53,3	180,6	8,25	807,576
105	53,7	180,8	8,05	787,998
120	53,9	180,0	7,90	773,315

Tabela IV.33 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	199,0	8,0	785,104
5	46,5	176,8	8,0	"
10	47,6	178,1	7,95	778,209
15	49,3	178,8	7,90	773,315
30	52,2	179,2	7,75	758,632
45	52,9	179,2	7,60	743,949
60	53,5	180,5	7,45	729,265
75	53,9	180,8	7,30	714,582
90	54,4	181,0	7,20	704,793
105	54,4	181,4	7,10	695,005
120	54,4	181,4	6,95	680,321

Tabela IV.34 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	198,3	7,15	699,889
5	47,1	176,3	7,15	"
10	49,4	177,7	7,10	695,005
15	50,7	178,3	7,00	685,216
30	52,2	179,4	6,85	670,553
45	52,8	179,4	6,70	655,849
60	53,7	180,3	6,55	641,166
75	53,7	180,8	6,40	626,483
90	54,1	181,4	6,30	618,694
105	54,1	181,9	6,15	602,011
120	54,3	181,9	6,00	587,328

Tabela IV.35 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	30,0	199,5	6,20	606,905
5	47,6	177,9	6,20	"
10	48,6	178,7	6,15	602,011
15	49,7	179,2	6,10	597,117
30	51,2	179,4	5,85	572,644
45	52,5	179,9	5,70	557,961
60	53,7	179,9	5,55	543,278
75	53,9	180,5	5,40	528,595
90	53,9	181,2	5,30	518,806
105	54,4	181,7	5,13	502,165
120	54,6	182,1	5,05	494,334

Tabela IV.36 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V ₁) (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	198,8	5,20	509,017
5	48,0	178,3	5,20	"
10	48,8	178,8	5,15	504,125
15	49,3	179,0	5,10	499,228
30	51,1	179,7	4,90	479,651
45	51,6	180,3	4,75	464,968
60	52,7	180,8	4,55	445,590
75	53,9	181,5	4,45	455,601
90	54,3	181,5	4,30	420,918
105	54,4	181,6	4,20	411,129
120	54,8	181,9	4,10	401,340

Tabela IV.37 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V ₁) (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	30,0	197,7	4,15	406,235
5	48,4	178,5	4,15	"
10	48,9	178,6	4,10	401,340
15	49,7	179,2	3,95	386,657
30	51,1	179,5	3,85	376,868
45	52,2	180,1	3,60	352,396
60	53,5	180,3	3,50	342,608
75	54,1	180,8	3,40	332,819
90	54,3	18,2	3,30	323,031
105	54,6	181,4	3,15	308,347
120	55,0	181,7	3,00	293,664

Tabela IV.38 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2 \text{ m}$)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6 \text{ m}^3$)
	Água	Ar		
0	30,0	197,1	3,20	315,241
5	47,5	179,2	3,20	"
10	49,1	179,5	3,15	308,547
15	50,2	179,5	3,10	303,452
30	51,8	179,9	2,90	285,875
45	51,8	180,1	2,75	269,192
60	52,0	180,1	2,60	254,508
75	52,0	180,3	2,45	239,825
90	52,0	180,5	2,30	225,142
105	52,4	180,8	2,20	215,353
120	52,4	180,8	2,05	200,670

Tabela IV.39 - (A4)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2 \text{ m}$)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6 \text{ m}^3$)
	Água	Ar		
0	30,0	197,9	2,20	215,353
5	48,5	177,7	2,20	"
10	50,8	177,9	2,15	210,459
15	51,2	178,3	2,10	205,564
30	51,6	179,0	1,95	190,881
45	52,0	179,2	1,80	176,198
60	52,0	179,4	1,65	161,515
75	52,4	179,9	1,55	151,726
90	52,4	180,5	1,40	137,043
105	52,4	180,5	1,30	127,254
120	52,6	181,0	1,10	107,676

Tabela IV.40 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	45,0	265,2	8,90	871,203
5	50,7	223,5	8,90	"
10	54,3	224,0	8,85	866,309
15	55,8	224,4	8,80	861,414
30	57,7	227,3	8,65	846,751
45	59,4	227,4	8,50	832,048
60	59,8	228,5	8,30	812,470
75	60,1	229,0	8,10	792,893
90	60,1	229,1	7,90	773,315
105	60,1	229,4	7,70	753,737
120	60,1	230,3	7,50	734,160

Tabela IV.41 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamento (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	45,0	265,3	7,90	773,315
5	60,1	224,2	7,90	"
10	60,1	224,3	7,80	763,526
15	60,1	224,4	7,75	758,632
30	60,1	226,3	7,60	743,949
45	60,1	229,0	7,40	724,371
60	60,1	230,8	7,25	709,688
75	61,0	231,5	7,05	690,110
90	61,0	231,7	6,85	670,533
105	61,0	231,9	6,65	650,955
120	61,3	232,2	6,45	631,377

Tabela IV.42 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	45,0	269,0	7,10	695,005
5	54,3	222,0	7,10	"
10	57,8	222,2	7,00	685,216
15	58,4	222,7	6,90	675,427
30	59,5	225,9	6,75	660,744
45	6,01	227,0	6,55	641,166
60	60,1	227,9	6,40	626,483
75	60,1	229,2	6,20	606,905
90	60,1	229,2	6,00	587,328
105	60,1	230,1	5,80	567,750
120	60,3	231,4	5,60	548,175

Tabela IV.43 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)		Altura de borbulhamen- to (H_L) ($\times 10^2$ m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V_1) ($\times 10^6$ m 3)
	Água	Ar		
0	45,0	264,2	6,30	616,694
5	55,9	211,3	6,30	"
10	58,4	212,3	6,25	611,800
15	59,2	213,8	6,15	602,011
30	59,6	214,5	6,00	587,328
45	59,6	217,0	5,80	567,750
60	59,6	219,5	5,60	548,173
75	59,9	220,9	5,45	533,489
90	59,9	222,2	5,25	513,912
105	59,9	226,1	5,10	499,228
120	60,1	227,4	4,90	479,651

Tabela IV.44 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V ₁) (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	259,5	5,00	489,440
5	60,1	219,5	5,00	"
10	61,0	219,5	4,95	484,545
15	62,0	219,8	4,90	479,651
30	62,0	221,8	4,80	469,862
45	62,0	222,9	4,60	450,284
60	62,0	225,6	4,40	430,707
75	62,0	227,4	4,20	411,129
90	62,0	227,4	4,00	391,552
105	62,0	227,4	3,80	371,974
120	62,0	228,8	3,50	342,608

Tabela IV.45 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (V ₁) (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	260,0	4,20	411,129
5	60,4	218,8	4,20	"
10	60,8	218,9	4,15	406,235
15	61,0	219,7	4,05	396,446
30	61,2	220,4	3,90	381,763
45	61,4	221,8	3,70	362,185
60	61,4	221,8	3,50	342,608
75	61,4	222,7	3,35	327,925
90	61,4	224,0	3,15	308,347
105	61,4	224,0	2,95	288,769
120	61,4	224,4	2,75	269,192

Tabela IV.46 - (A5)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	258,1	3,20	313,241
5	55,9	221,1	3,20	"
10	57,1	222,2	3,15	308,547
15	58,4	222,2	3,10	305,452
30	59,7	223,1	2,95	288,769
45	60,1	224,0	2,75	269,192
60	60,7	224,6	2,55	249,614
75	60,7	225,5	2,40	254,931
90	60,9	225,8	2,20	215,553
105	60,9	227,1	2,00	195,776
120	61,1	228,3	1,80	176,198

Tabela IV.47 - (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	310,5	9,00	880,992
5	62,0	282,1	9,00	"
10	62,0	283,2	8,90	871,203
15	62,2	284,0	8,80	861,414
30	62,5	285,2	8,60	841,837
45	62,5	285,2	8,40	822,259
60	62,8	285,9	8,15	797,787
75	63,2	286,5	7,95	778,209
90	63,2	286,9	7,70	753,737
105	63,2	287,3	7,40	624,371
120	63,2	288,0	7,20	704,793

Tabela IV.48 - (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbulhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	306,6	8,00	783,104
5	61,8	280,3	8,00	"
10	61,9	280,3	7,90	775,315
15	62,0	280,7	7,80	763,526
30	62,0	282,0	7,55	739,054
45	62,2	282,7	7,30	714,582
60	62,2	284,1	7,05	690,110
75	62,5	285,5	6,80	665,638
90	62,5	285,5	6,55	641,166
105	62,5	285,9	6,35	621,589
120	62,8	286,3	6,15	602,011

Tabela IV.49 (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbulhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	305,7	7,15	699,899
5	61,8	281,6	7,15	"
10	62,0	281,4	7,10	695,005
15	62,4	283,1	7,00	685,216
30	62,5	283,4	6,80	665,638
45	62,5	284,0	6,55	641,166
60	62,8	284,8	6,30	616,694
75	62,8	284,8	6,05	592,222
90	62,8	286,1	5,80	567,750
105	62,8	286,5	5,55	543,912
120	62,8	287,7	5,25	513,912

Tabela IV.50 (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamen- to (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	305,0	5,95	582,453
5	62,8	283,2	5,95	"
10	62,8	283,2	5,90	577,539
15	63,0	283,3	5,80	567,750
30	63,0	283,7	5,55	543,278
45	63,0	284,3	5,30	518,806
60	63,0	285,0	5,05	494,534
75	63,0	285,2	4,80	469,862
90	63,0	285,5	4,55	445,390
105	63,0	285,5	4,35	425,812
120	63,0	286,9	4,10	401,340

Tabela IV.51 - (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamen- to (H _L) (x10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	310,7	5,10	499,228
5	61,8	279,8	5,10	"
10	62,5	280,9	5,00	489,440
15	63,0	281,6	4,90	479,651
30	63,6	283,4	4,70	460,073
45	63,8	284,5	4,45	435,601
60	63,8	285,4	4,20	411,129
75	63,8	286,3	3,95	386,657
90	64,0	286,8	3,70	362,185
105	64,0	287,7	3,50	342,608
120	64,0	288,0	3,30	323,031

Tabela IV.52 - (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	306,2	4,10	401,340
5	62,8	281,4	4,10	"
10	63,2	282,1	4,00	391,552
15	63,4	283,2	3,90	381,763
30	63,8	283,4	3,65	357,291
45	63,8	284,3	3,40	332,819
60	63,8	284,8	3,15	308,347
75	64,1	286,1	2,90	283,875
90	64,1	286,8	2,65	259,403
105	64,1	287,1	2,40	234,931
120	64,1	288,4	2,15	210,459

Tabela IV.53 - (A6)

Tempo de borbulhamento (min)	Temperatura (°C)		Altura de borbulhamento (H _L) (x 10 ² m)	Volume de líquido presente no borbu- lhador (x 10 ⁶ m ³)
	Água	Ar		
0	45,0	308,0	3,10	303,452
5	61,1	280,5	3,10	"
10	63,0	281,1	3,00	293,664
15	62,8	282,6	2,90	283,875
30	63,8	284,1	2,65	259,403
45	64,1	285,4	2,40	234,931
60	64,5	286,3	2,15	210,459
75	64,5	286,6	1,90	185,987
90	64,5	287,1	1,70	166,409
105	64,5	288,1	1,45	141,937
120	64,5	289,3	1,20	117,465

CAPÍTULO V - ANÁLISE DOS RESULTADOS E CONCLUSÕES

V.1. INTRODUÇÃO

Com os resultados experimentais obtidos, podemos proceder uma análise com as equações resultantes do modelo.

Os coeficientes de transferência de calor e de massa, \bar{h} e \bar{b} , identificam-se com os coeficientes de transferência de calor e massa isotérmico \bar{h}_g e \bar{b}_g , respectivamente, sendo dados pelas equações (III.34) e (III.37).

Portanto, os coeficientes \bar{h} e \bar{b} , serão calculados pelas equações:

$$\begin{aligned} \bar{h} = & \frac{K_g \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda}{\alpha n^2 - \beta} (1 - e^{-\beta \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha n^2} \right. \\ & \left. \left(1 - \frac{\lambda \beta}{\alpha n^2 - \beta}\right) (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) \right\} / \left\{ \frac{1}{1 + \lambda} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta - \alpha n^2} \right. \\ & \left. \frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) + (1 + \lambda) (e^{-\beta \tau} - 1) + \right. \\ & \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha n^4} (1 - e^{-\alpha n^2 \tau}) \right\} \quad (V.1) \end{aligned}$$

e

$$\begin{aligned} \bar{b} = & \frac{\delta_g \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{\alpha_m n^2 - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_m n^2} \right. \\ & \left. \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{\alpha_m n^2 - \beta_m}\right) (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right\} / \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & / \left(\frac{1}{1 + \lambda_m} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_m - \alpha_m n^2} \frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right) + \\
 & + (1 + \lambda_m) (e^{-\beta_m \tau} - 1) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_m n^4} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \quad (V.2)
 \end{aligned}$$

Os valores das propriedades físicas utilizadas nas equações (V.1) e (V.2), tanto para a fase contínua como para fase dispersa, foram obtidas do Perry (49). A utilização do método de análise de regressão permitiu a obtenção de equações polinomiais para estas propriedades, sendo dadas em função da temperatura, conforme mostrado no anexo A.

Tomando um valor médio de $\bar{p}_{ws}(\bar{t}_s)$ na tabela (IV.2), podemos calcular o teor de vapor d'água médio, contido no ar de alimentação à temperatura média \bar{t}_s , igual a 26°C, através da fração molar média de vapor d'água, \bar{x}_w , sendo dada em (48) pela relação:

$$\bar{x}_w = \bar{p}_{ws}(\bar{t}_s)/p \quad (V.3)$$

onde o seu valor médio é igual a 0,0335.

Considerando que não ocorre mudança apreciável desse valor, com o aumento da temperatura do ar, durante todas as corridas experimentais as propriedades físicas do ar úmido podem ser obtidas utilizando as propriedades do ar seco. Esta consideração é baseada no fato de que a fração molar de vapor d'água é pequena, sendo então as propriedades físicas do ar úmido e do ar seco praticamente as mesmas, conforme indicado

na referência (48). Portanto, para a fase dispersa as propriedades físicas são do ar seco.

No cálculo de λ necessita-se conhecer o coeficiente de transferência de calor h_L para a fase contínua. A sua determinação foi através da correlação experimental de CALDERBANK e MOO-YOUNG (50), utilizada por HACKENBERG(56), na forma:

$$\frac{h_L}{C_p \rho} (\text{Pr})^{1/3} = 0,31 \left(\frac{\Delta \rho \mu g}{\rho^2} \right)^{1/3} \quad (\text{V.4})$$

As propriedades físicas da equação (V.4), são da fase contínua, onde C_p é o calor específico à pressão constante, ρ a densidade, Pr o número de Prandtl, $\Delta \rho$ a diferença de densidade entre a fase contínua e fase dispersa, g a aceleração normal da gravidade, μ a viscosidade. Ainda de acordo com CALDERBANK e MOO-YOUNG (50) essa correlação foi utilizada para dispersões gás-líquido, líquido-líquido, e comparada com uma grande quantidade de dados experimentais. Esta equação foi também demonstrada analiticamente por HACKENBERG(51), em um estudo desenvolvido sobre os processos de borbulhamento.

Como a temperatura da fase contínua variou para cada conjunto de corridas experimentais, foram obtidos valores de h_L , para cada conjunto, mostrados na tabela (V.1). Foi considerado nesse cálculo que a fase dispersa, constituída pelo ar, estava a uma temperatura média entre T_g e T_L .

O cálculo do parâmetro δ_g , da equação (V.2), foi feito, através da equação:

$$\delta_g = \delta_{g0} \left(\frac{T}{273,15} \right)^n \quad (\text{V.5})$$

de acordo com VARGAFTIK (52). Essa equação é utilizada para uma faixa de temperatura de 273 até 1473 K, sendo aplicada para o sistema ar-H₂O nas seguintes condições: $\delta_{g0} = 0,216 \text{ cm}^2/\text{s}$, é o coeficiente de difusão à $T = 273,15 \text{ K}$ e $p = 1 \text{ atm}$, n é um coeficiente igual a 0,18, e T a temperatura expressa em Kelvin. Para o nosso caso, essa temperatura, foi considerada como a média entre T_g e T_L .

O valor do parâmetro λ_m , que aparece na equação do coeficiente de transferência de massa \bar{b} , será igual ao valor do parâmetro λ da transferência de calor, sendo portanto utilizada a condição de similaridade $\lambda = \lambda_m$, conforme mostrado por ANDRADE (1), ANDRADE e HACKENBERG(55), no estudo da similaridade térmica-mássica em sistemas bifásicos transiente.

Com os valores das propriedades físicas e da equação (V.5), os parâmetros α , β , α_m , β_m e $\lambda = \lambda_m$, foram calculados para cada conjunto de corrida experimental, e são mostrados na tabela (V.1). Assim sendo, com esses valores, calcula-se os coeficientes de transferência \bar{h} e \bar{b} para todos os conjuntos de corrida, mostrados nas tabelas (V.8) até (V.13).

V.2. DETERMINAÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA INTERNA, E DA TEMPERATURA MÉDIA DA SUPERFÍCIE DA BOLHA

Para o cálculo das taxas de evaporação, necessita-se conhecer os valores da temperatura média interna \bar{T}_m , e da temperatura média da superfície da bolha \bar{T}_s da bolha. As equações (III.49) e (III.50), para o caso em que ocorre mudança de fase, e as equações (III.51) e (III.52), sem mudança de fase, serão

utilizadas. O termo ΔT que aparece nessas equações é a diferença entre as temperaturas T_g e T_L , medidas experimentalmente.

Na determinação de \bar{T}_m e \bar{T}_s com mudança de fase, necessita-se conhecer o fluxo de calor médio temporal na superfície, \bar{q}_L , dado por:

$$\bar{q}_L = L \bar{b}_{\xi, \delta} \frac{\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m}{\bar{T}_m} \quad (V.6)$$

onde, L é o calor latente referida à temperatura T_L da fase contínua, \bar{C}_s e \bar{C}_m , são as concentrações médias na interface, e no interior da bolha, respectivamente, seus cálculos serão discutidos no ítem V.3. O parâmetro $\bar{b}_{\xi, \delta}$, é o coeficiente de transferência de massa com mudança de fase e obtém-se da equação (III.28), sendo:

$$\bar{b}_{\xi, \delta} = b_{\xi, \delta} + \frac{\rho V_b C_p (\bar{T}_m - T_L) \bar{T}_m}{\tau A_b L (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)} \quad (V.7)$$

onde, $b_{\xi, \delta}$ é expresso pela equação (III.13).

O valor de \bar{q}_L , na equação (V.6), é obtido pelo método da Biseccção. Os cálculos de \bar{T}_m e \bar{T}_s , sem mudança de fase e com mudança de fase, para cada conjunto de corrida experimental, são realizados, utilizando os programas WLS-BAS e WLSA-BAS, respectivamente. Os programas estão escritos em linguagem BASIC, como mostrado no anexo A.

As tabelas (V.2) até (V.7), apresentam os valores da temperatura média interna, determinadas pelas equações (III.49)

e (III.51) e os valores da temperatura média na superfície, calculadas pelas equações (III.50) e (III.52).

O termo $\bar{q}_L/h_L \Delta T$ apresentado nas tabelas (V.2) a (V.7), mostra o efeito do superaquecimento, obtido por ANDRADE (1), quando expressou as equações (III.49) e (III.50) em formas adimensionais. Esse parâmetro adimensional alcançou valores bastante pequenos, com uma variação para todas as corridas experimentais de $1,556 \times 10^{-5}$ a $5,258 \times 10^{-3}$. Isto explica porque os resultados de \bar{T}_m , mostrados nas tabelas (V.2) até (V.7), com mudanças de fase e sem mudança de fase estão bem próximos.

Com relação a temperatura média interfacial, o comportamento é semelhante, ou seja, os valores de \bar{T}_s , estão também próximos, com e sem mudança de fase respectivamente.

Verifica-se também que para os dois casos, os valores de \bar{T}_s , estão muito próximos da temperatura da fase contínua T_L , isso se deve a influência do parâmetro λ , pois segundo ANDRADE (1), para pequenos valores de λ , a temperatura instantânea da superfície, $T_s(t)$, estará muito próxima do valor da temperatura T_L , mesmo nos instantes iniciais do processo.

Para cada conjunto de corrida experimental, os valores de \bar{T}_m , aumentam à medida em que o tempo de residência diminui, o que está de acordo com o que deve ser observado experimentalmente, pois a temperatura mínima alcançada pela bolha é a temperatura do líquido, e isto seria alcançado à medida em que, ou se aumentasse a altura de borbulhamento ou se aumentasse o tempo de residência através de modificações na vazão do gás.

V.3. OS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA

Nas equações para calcular as taxas de transferência de calor e massa pelo modelo, aparecem como parâmetros os coeficientes de transferência de calor e massa. No capítulo III, são apresentadas as equações que permitem o cálculo dos três coeficientes de transferência de calor e dos três coeficientes de transferência de massa.

Para os fenômenos isolados de transferência de calor e massa, temos os coeficientes \bar{h} e \bar{b} , dados pelas equações (V.1) e (V.2), respectivamente.

Nos fenômenos ocorrendo transferência simultânea, o coeficiente de transferência de calor, é obtido da equação (III.16), sendo:

$$h_{\xi, \delta} = \frac{\rho C_p \bar{p}_s \bar{b}}{T_m (p - \bar{p}_s) \bar{C}_s} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \quad (V.8)$$

e o coeficiente de transferência de massa simultâneo, é calculado pela equação (III.15).

Para os fenômenos envolvendo o efeito de mudança de fase, o coeficiente de transferência de calor, é obtido da equação (III.31), onde teremos:

$$\bar{h}_{\xi, \delta} = h_{\xi, \delta} + \frac{\rho V_b C_p}{\tau_{A_D}} \frac{(\bar{T}_m - T_L)}{(\bar{T}_m - \bar{T}_s)} \quad (V.9)$$

e o coeficiente de transferência de massa, $\bar{b}_{\xi, \delta}$, é determinado pela equação (V.7).

Observa-se que tanto os coeficientes de transferência

simultâneos, como os que envolvem uma mudança de fase, são funções das grandezas, \bar{C}_m , \bar{T}_m , \bar{C}_s e \bar{T}_s , sendo que as duas primeiras representam os valores médios para o interior da bolha, e as duas últimas valores na superfície.

Os cálculos das temperaturas \bar{T}_m e \bar{T}_s , são feitos através das equações conhecidas e já comentadas. Para as concentrações médias, \bar{C}_m e \bar{C}_s , não dispomos de equações que permitam o cálculo dessas grandezas. Para determinar seus valores utilizamos uma aproximação, a qual será discutida a seguir.

Para o cálculo da concentração \bar{C}_m , consideramos que o gás no interior da bolha, comporta-se como um gás perfeito, e que a quantidade de água presente no ar de alimentação, mantém-se constante, de tal modo que \bar{C}_m , será a concentração de vapor d'água à temperatura \bar{T}_m . Para a obtenção do valor de \bar{C}_m , consideramos uma concentração de vapor d'água média no ar igual a $1,62 \times 10^{-5}$ g/cm³, correspondente à uma temperatura média de bulbo seco de 26°C.

Considerando o processo de aquecimento de 26°C até \bar{T}_m , à pressão constante a concentração \bar{C}_m , será dada por:

$$\bar{C}_m = \frac{4,8462 \times 10^{-3}}{\bar{T}_m + 273,15} \quad (\text{V.10})$$

sendo \bar{T}_m em graus centígrados e \bar{C}_m em g/cm³.

Para determinarmos o valor de \bar{C}_s , consideraremos que ocorre uma condição de saturação na interface, correspondente à temperatura média \bar{T}_s , sendo \bar{p}_s , a pressão de saturação correspondente.

Com essas considerações, os valores dos coeficientes

são calculados, através dos programas WLS-BAS e WLSA-BAS, mostrados no anexo A, e estão dispostos nas tabelas (V.8) até (V.15).

Os valores de \bar{h} e $h_{\xi, \delta}$, calculados e mostrados nas tabelas (V.8) até (V.15), estão bastante próximos. Uma análise das equações, permite concluir que este fato é devido a diferença $\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m$ ser muito pequena em todos os casos estudados.

A tabela V.14, mostra os valores médios dessa diferença, tomadas no tempo de residência τ_1 e τ_2 , os quais são os tempos para a maior e menor altura de borbulhamento, respectivamente, para cada conjunto de corrida experimental.

TABELA V.14

Conjunto de Corridas	τ_1 (s)	τ_2 (s)	$(\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)$ para τ_1 ($\times 10^3 \text{ g}^\circ\text{C}/\text{cm}^3$)	$(\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)$ para τ_2 ($\times 10^3 \text{ g}^\circ\text{C}/\text{cm}^3$)	Desvio Relativo (%)
A1	0,374	0,044	0,623	0,466	25,20
A2	0,367	0,030	1,350	1,097	18,74
A3	0,347	0,068	3,733	3,460	7,31
A4	0,343	0,066	4,542	4,214	7,22
A5	0,327	0,099	8,824	8,559	3,00
A6	0,315	0,083	10,701	10,455	2,29

À medida que essa diferença for maior, o efeito da transferência de massa sobre a transferência de calor será maior, e quando essa diferença for nula, o efeito será nulo, e

o valor de $h_{\xi,\delta}$ será igual ao coeficiente \bar{h}_g , correspondendo ao caso no qual o fenômeno da transferência de calor ocorre de modo isolado.

Os coeficientes de transferência de calor e massa, tanto para os casos isolados como para os simultâneos, variam devido a variação do tempo de residência encontrado para todas as corridas experimentais.

Os valores dos coeficientes mostrados nas tabelas, aumentam de valor à medida que o tempo de residência diminui.

Quanto aos coeficientes $\bar{h}_{\xi,\delta}$ e $\bar{b}_{\xi,\delta}$, essa tendência também é verificada, sendo que a variação desses coeficientes é influenciada exclusivamente pelo tempo de residência.

V.4. AS TAXAS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA

Com os resultados experimentais, podemos fazer um confronto com os resultados obtidos pelo modelo procurando caracterizar os efeitos dos processos simultâneo e de superaquecimento, no que concerne à previsão das taxas de evaporação de uma quantidade de líquido, decorrente do borbulhamento de um gás aquecido.

Para o processos simultâneo de calor e massa, o fluxo de massa na interface, é obtido, substituindo a equação (III.13) em (III.12), sendo considerado que \bar{T}_m é a temperatura $[T]$ de referência, tendo-se então:

$$W_1 = b_{\xi,\delta} \frac{\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m}{\bar{T}_m} \quad (V.11)$$

A equação para o fluxo de calor no processo simultâneo, de acordo com a substituição da equação (III.16) em (III.15), e considerando $T_m = [T]$, é expressa na forma:

$$q = h_{\xi, \delta} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad (V.12)$$

Para o processo com superaquecimento, o fluxo de massa, obtém-se da equação (III.32), considerando $[T] = T_m$, portanto:

$$\bar{W}_1 = \bar{b}_{\xi, \delta} \frac{\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m}{\bar{T}_m} \quad (V.13)$$

onde observamos que difere da equação (V.11), pelo termo $\bar{b}_{\xi, \delta}$, que é o coeficiente de transferência de massa com superaquecimento, dado pela equação (V.7), e que contém o coeficiente $b_{\xi, \delta}$.

Quanto à equação para o fluxo de calor com superaquecimento, é da forma:

$$\bar{q} = \bar{h}_{\xi, \delta} (\bar{T}_m - \bar{T}_s), \quad (V.14)$$

se $[T] = T_m$.

Esta equação diferencia da equação (V.12), no termo do coeficiente de transferência de calor com superaquecimento, $\bar{h}_{\xi, \delta}$, apresentado pela equação (V.9), sendo função de $h_{\xi, \delta}$.

Para o cálculo das taxas de calor e massa nos processos simultâneo e com superaquecimento, temos que conhecer a área total de transferência de calor A_t , a qual multiplicada pelos fluxos de calor e massa, fornecerão as referidas taxas. O valor, será expresso pela área da superfície de uma bolha A_b ,

multiplicada pelo número de bolhas N , presentes no borbulhador, portanto:

$$A_t = A_b N \quad (V.15)$$

O cálculo de N , depende da altura de borbulhamento, sendo que essa altura varia ao longo do processo. Consideraremos então para a sua determinação, um valor médio dessa altura, de forma que, relacionando com a fração de gás H_g , teremos:

$$N = \frac{H_g V_T}{V_b} \quad (V.16)$$

onde V_b é o volume de uma bolha e V_T o volume total do borbulhador. O produto $H_g V_T$, vem ser o volume total de bolhas sempre presente no borbulhador para uma determinada altura média.

Com os valores dos fluxos de calor e massa e de A_t , calculamos as taxas de calor e massa. As taxas de transferência de calor e massa para o caso simultâneo são Q_s e W_{1s} , e para o caso com superaquecimento são \bar{Q}_{sa} e \bar{W}_{1sa} , sendo expressas em Watts e Kg/s, respectivamente, e são apresentados nas tabelas (V.15) a (V.20), onde cada tabela corresponde a um conjunto de corrida experimental.

O valor de \bar{Q}_m apresentado nas tabelas (V.15) até (V.20), vem ser a máxima taxa de calor possível de ser trocada entre as duas fases, relacionando a máxima diferença de temperatura do processo, dada pela temperatura de entrada do ar, T_g , e a temperatura de equilíbrio da fase contínua, T_L , de maneira que:

$$\bar{Q}_m = \dot{m} C_p (T_g - T_L) \quad (V.17)$$

onde \dot{m} , é a vazão mássica de ar no processo e C_p o calor específico do ar.

Nas tabelas (V.15) até (V.20), são apresentados valores de \bar{W}_m , que é a máxima taxa de massa, calculada através da razão \bar{Q}_m/L , onde L é o calor latente de vaporização.

Uma análise dos resultados mostrados nas referidas tabelas, mostra uma diferença entre os valores de Q_s e \bar{Q}_{sa} , sendo essa diferença mais sensível à medida em que o tempo de residência diminui, sendo isto verificado em todas as corridas experimentais.

Observamos nas tabelas que ocorre uma maior diferença de \bar{Q}_m , quando comparada com Q_s e \bar{Q}_{sa} , à medida que a diferença de temperatura $T_g - T_L$ aumenta. Isso vem ressaltar a importância que essas temperaturas têm no desempenho de equipamento desta espécie.

Esta influência também pode ser verificada através da taxa de líquido evaporado \bar{W}_{exp} , obtida experimentalmente, onde as corridas experimentais mostram claramente que às maiores taxas de evaporação, correspondem as máximas diferenças de temperatura.

Os resultados experimentais de \bar{W}_{exp} para cada conjunto de corridas experimentais estão bem próximos, o que caracteriza que o tempo de residência não influenciou nessas taxas. Quanto aos valores das taxas calculadas pelos modelos com superaquecimento e simultâneo, observa-se que eles diferem para pequenos tempos de residência e diminuem essa diferença à medida que esse tempo aumenta.

Uma comparação dos resultados das taxas de transferên

cia de massa experimentais com os valores das taxas de transferência obtidas pelos dois modelos, mostra que a medida que o tempo de residência diminui os valores de \bar{W}_{1sa} aproximam-se dos resultados experimentais, em todos os casos estudados.

Assim sendo, o modelo de superaquecimento, mostra-se satisfatório para estimar a quantidade de líquido evaporado para a faixa de T_g , entre 70°C a 285°C .

Os cálculos das taxas de transferência de calor e massa, mostrados nas tabelas (V.15) até (V.20), foram realizados através dos programas WLS-BAS e WLSA-BAS, mostrados no anexo A.

V.5. PREVISÃO DA TEMPERATURA DE EQUILÍBRIO DO LÍQUIDO

Para a análise do desempenho de equipamentos do tipo dos evaporadores diretos, um dado de suma importância é a temperatura de equilíbrio que a fase contínua deve atingir após o período transiente de operação. Nosso objetivo é através do uso das equações resultantes do modelo, calcular essa temperatura de equilíbrio, de acordo com o procedimento descrito a seguir.

Seja NT, o número total de bolhas presentes no borbulhador num intervalo de tempo, QP, a quantidade de calor perdida para o meio ambiente, Q, a quantidade de calor trocada por uma bolha e o líquido, Ml a massa média do líquido no borbulhador, $C_p \text{ H}_2\text{O}$ o calor específico. TLF a temperatura do líquido, correspondente a um instante t_f , e TLI é a temperatura do líquido para um instante inicial t_i . A quantidade de calor necessária para variar a temperatura do líquido de TLI a TLF ,

no intervalo de tempo ($t_f - t_i$), é dada por:

$$(NTQ - QP) = Ml C_p H_2O (TLF - TLI) \quad (V.18)$$

Através da equação (V.18), podemos então estimar a temperatura de equilíbrio do líquido, após um determinado tempo de borbulhamento.

O cálculo de NT, será obtido pelo produto da frequência de bolhas geradas no intervalo de tempo de 10 minutos, sendo essa frequência determinada pela relação da vazão de ar total corrigida e o volume V_b de uma bolha.

A taxa de calor perdida para o ambiente foi calculada, através da equação

$$QP1 = Ml C_p H_2O \frac{\Delta T}{\Delta t} \quad (V.19)$$

O parâmetro $\Delta T/\Delta t$, é a variação de temperatura do líquido com o tempo. O seu cálculo foi obtido experimentalmente da seguinte maneira:

Aquecemos uma quantidade conhecida de líquido até uma temperatura em torno de 80°C e introduzimos no borbulhador. Em seguida foram feitas leituras da temperatura em intervalos de 3 minutos para os 15 minutos iniciais, e a partir desse tempo em intervalos de 5 minutos até o tempo suficiente para a temperatura do líquido aproximar-se da temperatura ambiente.

Com os valores da temperatura do líquido e o tempo de resfriamento, construiu-se um gráfico de $T_L(^{\circ}\text{C})$ versus $t(\text{min})$, onde os valores de $\Delta T/\Delta t$ foram determinados. A partir dos valores de T_L e $\Delta T/\Delta t$, obteve-se através da análise de regressão

a equação de $\Delta T/\Delta t$ em função de T_L . Foram realizados dois ensaíos, cada um com uma determinada quantidade de água no borbulhador. Os gráficos de $T_L(^{\circ}\text{C})$ versus $t(\text{min})$ são apresentados nas figuras (V.1) e (V.2).

O cálculo de QP , será obtido multiplicando o valor de QP_1 , pelo intervalo de tempo de 10 minutos.

Para o modelo simultâneo, o cálculo de Q , será através da equação:

$$Q = q A_b \tau \quad (\text{V.20})$$

onde q é o fluxo de calor no processo simultâneo expresso pela equação (V.12) em cal/s cm^2 , A_b a área da interface de uma bolha em cm^2 e τ o tempo de residência médio em segundos.

A equação para o cálculo de Q , quando o modelo é de superaquecimento, é dada por:

$$Q = \bar{q} A_b \tau \quad (\text{V.21})$$

onde \bar{q} , é o fluxo de calor no processo com superaquecimento, dade pela equação (V.14), em cal/s cm^2 .

Com as equações (V.19) a (V.21) conhecidas podemos determinar a temperatura de equilíbrio do líquido, dada pela (V.18). Os programas TLFS-BAS e TLFSA-BAS, calculam essas temperaturas para os processos simultâneos e de superaquecimento, respectivamente, como mostrado no anexo A.

A variação da temperatura T_L , para o processo de borbulhamento, para os dois modelos são mostrados nas tabelas (V.21) até (V.26), para cada conjunto de corrida.

Verifica-se que essas variações calculadas através dos dois modelos para todas as corridas, são sensivelmente influenciadas pelo tempo de residência médio, onde à medida que esse tempo diminui as variações de temperatura aumentam.

Com a finalidade de ilustrar o processo de aquecimento da fase contínua, desde o tempo inicial igual a zero até o tempo final de borbulhamento de 120 minutos, as figuras (V.3) até (V.20), mostram os pontos experimentais da variação da temperatura T_L do líquido em ($^{\circ}\text{C}$), com o tempo de borbulhamento expresso em minutos, bem como as curvas obtidas pelos dois modelos. São apresentadas 3 corridas experimentais para cada temperatura T_g estudada. São ainda indicadas nas figuras, a temperatura T_g , a altura média de borbulhamento H_m , e o tempo de residência médio τ .

Como pode ser verificado, os pontos experimentais são muito semelhantes para cada conjunto de corrida, mostrando que a temperatura de equilíbrio do líquido é praticamente alcançada nos 30 minutos iniciais de borbulhamento.

Observa-se que à medida que a temperatura T_g aumenta, a temperatura de equilíbrio do líquido aumenta, evidenciando que T_g influencia diretamente na temperatura de equilíbrio do líquido, ressaltando-se que para as temperaturas T_g iguais a 225 e 285 graus centígrados, respectivamente, ocorreu somente um aumento de T_L experimental da ordem de $2,5^{\circ}\text{C}$, caracterizando que para altas variações de temperatura T_g , a temperatura T_L , não apresenta o mesmo comportamento de variação.

Para uma mesma temperatura T_g , verifica-se em todos os casos estudados que para maiores tempos de residência, a tempe

ratura de equilíbrio do modelo com superaquecimento aproxima-se mais da temperatura T_L experimental. À medida que esse tempo diminuí a temperatura de equilíbrio obtida pelo modelo simultâneo tende a aproximar-se de T_L experimental.

Para dar continuidade aos estudos realizados nesta área, sugere-se:

a) Desenvolver uma modelagem matemática considerando o efeito da população de bolhas, visando evidenciar sua influência no processo de borbulhamento.

b) Obter temperatura do gás mais elevadas através do uso de fornos elétricos de alta potência.

c) Melhorar o sistema de aquecimento, de modo a permitir um maior controle da temperatura de entrada do gás. Para isto propomos a adição de uma resistência variável controlada por um termostato, possuindo um par termoeletrico localizado no interior do cone metálico inferior.

Se o gás não estiver saturado, a temperatura de equilíbrio não será mais pelo método empregado neste trabalho.

d) Construir um equipamento que permita a operação de uma forma contínua, de modo a estabelecer uma alimentação constante para o líquido à medida em que se verifica a evaporação. Certamente que para este caso o modo de medida do evaporado não será mais pelo método empregado neste trabalho.

e) Construção do equipamento em uma escala maior, de maneira a permitir a utilização de maiores faixas de vazão de gás.

f) Estudo da influência do distribuidor através da modificação da disposição dos orifícios, como também dos seus diâmetros.

g) Procurar obter dados experimentais associados com maiores taxas de evaporação, seja através do aumento da temperatura do gás ou através da utilização de líquidos com ponto de ebulição menor.

TABELA V.1

Conjunto de corrida expe rimental	Coeficiente de transferên cia de calor h_L (w/m ² °C)	Parâmetro adimensional $\lambda = \lambda_m$ (x10 ³)	Calor		Massa	
			α (s ⁻¹)	β (s ⁻¹)	α_m (s ⁻¹)	β_m (s ⁻¹)
(A1)	8416,9	1,28	9,369	9,350	9,766	9,747
(A2)	8885,0	1,25	10,256	10,235	9,803	9,784
(A3)	9594,3	1,23	11,586	11,563	10,502	10,481
(A4)	9734,3	1,26	12,490	12,465	10,751	10,729
(A5)	10150,6	1,27	13,639	13,612	11,366	11,343
(A6)	10250,7	1,31	15,153	15,122	11,659	11,636

TABELA V.2

Temperatura média da superfície e temperatura média interna de bolha

Conjunto de corrida experimental: (A1)

Dados : $T_g = 70^{\circ}\text{C}$, $T_L = 33,11^{\circ}\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	Tempo de residência médio τ ($^{\circ}\text{C}$)	$\bar{q}_L/h_L\Delta T$ ($\times 10^3$)	T_s ($^{\circ}\text{C}$)		T_m ($^{\circ}\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
37,23	0,374	1,556	33,065	33,123	39,281	39,329
37,04	0,331	1,574	33,065	33,124	39,980	40,028
36,95	0,292	1,600	33,066	33,126	40,741	40,788
36,98	0,255	1,634	33,067	33,128	41,602	41,649
36,67	0,216	1,711	33,067	33,130	42,694	42,741
36,67	0,165	1,861	33,065	33,134	44,492	44,539
36,78	0,129	2,059	33,061	33,137	46,088	46,138
36,52	0,085	2,594	33,047	33,142	48,527	48,582
37,00	0,044	4,027	33,000	33,148	51,422	51,496

TABELA V.3

Conjunto de corrida experimental: (A2)

Dados: $T_g = 100 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 39,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^\circ\text{C}$)	Tempo de resistência médio τ (s)	$\bar{q}_L/h_L \Delta T$ ($\times 10^3$)	T_s ($^\circ\text{C}$)		T_m ($^\circ\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
61,30	0,357	1,660	39,418	39,520	49,220	49,304
61,20	0,316	1,673	39,420	39,522	50,339	50,423
61,80	0,275	1,680	39,421	39,525	51,700	51,783
61,00	0,234	1,744	39,422	39,528	53,374	53,456
60,00	0,199	1,837	39,421	39,532	55,119	55,201
60,01	0,157	1,969	39,419	39,537	57,715	57,798
59,70	0,110	2,285	39,408	39,545	61,483	61,570
60,60	0,072	2,820	39,383	39,553	65,425	65,522
59,6	0,030	5,258	39,252	39,565	71,018	71,168

TABELA V.4
 Conjunto de corrida experimental: (A3)

Dados: $T_g = 150 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 50,0 \text{ }^\circ\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^\circ\text{C}$)	Tempo de residência médio τ (s)	$\bar{q}_L/h_L\Delta T$ ($\times 10^3$)	T_s ($^\circ\text{C}$)		T_m ($^\circ\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
101,00	0,347	2,248	49,803	50,030	64,684	64,877
104,00	0,306	2,184	49,806	50,033	66,492	66,682
99,20	0,273	2,302	49,809	50,037	68,252	68,438
101,10	0,232	2,291	49,811	50,042	70,929	71,111
98,30	0,193	2,420	49,811	50,049	74,136	74,316
99,10	0,148	2,544	49,807	50,059	78,928	79,107
98,90	0,105	2,842	49,791	50,071	85,019	85,201
98,90	0,068	3,422	49,748	50,085	92,000	92,096

TABELA V.5

Conjunto de corrida experimental: (A4)

Dados : $T_g = 180 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 52,33 \text{ }^\circ\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^\circ\text{C}$)	Tempo de residência médio τ (s)	$\bar{q}_L/h_L\Delta T$ ($\times 10^3$)	T_o ($^\circ\text{C}$)		T_m ($^\circ\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
127,90	0,343	2,087	52,100	52,366	70,001	70,230
127,80	0,303	2,086	52,105	52,371	72,185	72,409
127,60	0,267	2,090	52,109	52,376	74,594	74,814
126,90	0,228	2,122	52,114	52,382	77,832	78,047
127,60	0,188	2,159	52,116	52,391	82,060	82,270
127,00	0,145	2,285	52,113	52,403	88,017	88,226
128,00	0,106	2,491	52,100	52,418	95,188	95,399
127,50	0,066	3,063	52,048	52,438	105,004	105,233

TABELA V.6

Conjunto de corrida experimental: (A5)

Dados: $T_g = 225 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 60,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^\circ\text{C}$)	Tempo de residência médio τ (s)	$\bar{q}_L/h_L\Delta T$ ($\times 10^3$)	T_s ($^\circ\text{C}$)		T_m ($^\circ\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
167,16	0,327	2,836	60,069	60,546	82,294	82,706
167,86	0,286	2,825	60,078	60,552	85,264	85,665
166,40	0,253	2,849	60,085	60,558	88,220	88,612
159,80	0,223	2,969	60,090	60,565	91,479	91,863
162,25	0,169	2,988	60,096	60,581	99,247	99,617
161,02	0,138	3,103	60,094	60,594	105,241	105,604
164,29	0,099	3,278	60,075	60,614	115,069	115,428

TABELA V.7

Conjunto de corrida experimental: (A6)

Dados: $T_g = 285 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 63,0 \text{ }^\circ\text{C}$

Diferença de temperatura ΔT ($^\circ\text{C}$)	Tempo de residência médio τ (s)	$\bar{\alpha}_L/h_L \Delta T$ ($\times 10^3$)	T_s ($^\circ\text{C}$)		T_m ($^\circ\text{C}$)	
			com mudança de fase	sem mudança de fase	com mudança de fase	sem mudança de fase
222,70	0,315	2,383	62,499	63,060	90,602	91,092
221,10	0,275	2,400	62,513	63,068	94,472	94,948
221,50	0,241	2,488	62,525	63,077	98,604	99,066
221,30	0,195	2,490	62,542	63,093	105,929	106,372
220,80	0,163	2,519	62,551	63,107	112,670	113,101
221,10	0,121	2,585	62,555	63,133	124,511	124,927
220,00	0,083	2,969	62,505	63,165	139,882	139,450

TABELA V.8

Coefficiente de transferência de calor e massa
 Conjunto de corrida experimental: (A1)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência médio τ (s)	Coefficients de transferência de massa			Coefficients de transferência de calor		
		$\bar{b} \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\bar{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,70	0,374	1,139	1,199	1,281	11,720	11,987	17,034
7,70	0,331	1,165	1,227	1,334	12,013	12,277	17,985
6,80	0,292	1,198	1,261	1,401	12,390	12,612	19,127
5,93	0,255	1,240	1,305	1,491	12,851	13,111	20,530
5,03	0,216	1,300	1,368	1,629	13,478	13,738	22,502
3,85	0,165	1,414	1,489	1,929	14,692	14,953	26,431
3,00	0,129	1,532	1,613	2,305	15,948	16,210	30,894
1,98	0,085	1,746	1,839	3,239	18,209	18,476	40,754
1,03	0,044	2,068	2,177	5,897	21,599	21,876	64,830

TABELA V.9

Conjunto de corrida experimental: (A2)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência médio τ (s)	Coeficientes de transferência de massa			Coeficientes de transferência de calor		
		$b \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\bar{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,50	0,375	1,218	1,311	1,385	12,097	12,548	17,502
7,53	0,316	1,249	1,344	1,491	12,390	12,838	18,440
6,55	0,275	1,291	1,389	1,519	12,809	13,254	19,698
5,58	0,234	1,348	1,452	1,634	13,353	13,796	21,377
4,75	0,199	1,416	1,524	1,778	14,023	14,466	23,386
3,75	0,157	1,528	1,645	2,048	15,153	15,599	26,912
2,63	0,110	1,717	1,849	2,619	17,120	17,574	33,727
1,73	0,072	1,955	2,1047	3,646	19,590	20,058	44,728
0,70	0,030	2,381	2,564	7,844	24,195	24,691	83,705

TABELA V.10

Conjunto de corrida experimental: (A3)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência médio τ (s)	Coeficientes de transferência de massa			Coeficientes de transferência de calor		
		$\bar{b} \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\tilde{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,45	0,347	1,375	1,566	1,617	12,558	13,557	18,324
7,45	0,306	1,409	1,605	1,673	12,809	14,093	19,216
6,65	0,273	1,448	1,648	1,735	12,102	14,088	20,169
5,65	0,232	1,510	1,720	1,844	13,646	14,629	21,797
4,70	0,193	1,595	1,817	1,999	14,358	15,343	23,972
3,60	0,148	1,740	1,982	2,290	15,613	16,609	27,880
2,55	0,105	1,954	2,226	2,805	17,539	18,560	34,462
1,65	0,068	2,291	2,553	3,743	20,176	21,239	45,800

TABELA V.11

Conjunto de corrida experimental : (A4)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência médio τ (s)	Coeficientes de transferência de massa			Coeficientes de transferência de calor		
		$\bar{b} \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\bar{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,45	0,343	1,444	1,673	1,725	12,809	13,921	18,556
7,48	0,303	1,478	1,713	1,782	13,060	14,159	19,418
6,58	0,267	1,521	1,763	1,856	13,353	14,442	20,471
5,63	0,228	1,586	1,838	1,970	13,855	14,935	21,951
4,65	0,188	1,680	1,947	2,148	14,567	15,642	24,166
3,58	0,145	1,829	2,119	2,462	15,781	16,858	27,927
2,63	0,106	2,033	2,357	2,979	17,539	18,630	33,788
1,65	0,066	2,362	2,738	4,136	20,427	21,554	45,908

TABELA V.12

Conjunto de corrida experimental: (A5)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência τ (s)	Coeficiente de transferência de massa			Coeficiente de transferência de calor		
		$\bar{b} \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\bar{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,20	0,327	1,564	1,959	1,991	13,353	15,247	19,849
7,18	0,286	1,604	2,009	2,056	13,604	15,474	20,759
6,35	0,253	1,649	2,066	2,130	13,897	15,750	21,745
5,60	0,223	1,703	2,134	2,222	14,274	16,114	22,936
4,25	0,169	1,849	2,317	2,485	15,320	17,150	26,194
3,48	0,138	1,976	2,477	2,734	16,325	18,159	29,261
2,50	0,099	2,208	2,768	3,263	18,167	20,026	35,540

TABELA V.13

Conjunto de corrida experimental: (A6)

Altura média de borbulha- mento $H_m \times 10^2$ (m)	Tempo de residência médio τ (s)	Coeficientes de transferência de massa			Coeficientes de transferência de calor		
		$\bar{b} \times 10^2$ (m/s)	$b_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	$\bar{b}_{\xi, \delta} \times 10^2$ (m/s)	\bar{h} (W/m ² °C)	$h_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)	$\bar{h}_{\xi, \delta}$ (W/m ² °C)
8,10	0,315	1,650	2,133	2,165	13,855	15,828	20,298
7,08	0,275	1,695	2,192	2,241	14,065	16,003	21,150
6,20	0,241	1,746	2,258	2,330	14,358	16,266	22,163
5,03	0,195	1,847	2,388	2,514	14,985	16,855	24,181
4,20	0,163	1,949	2,520	2,713	15,697	17,544	26,337
3,13	0,121	2,144	2,773	3,146	17,162	18,988	30,877
2,15	0,083	2,558	3,311	4,095	24,153	26,082	43,445

TABELA V.15

Taxas de transferência de calor e massa

Conjunto de corrida experimental : (A1)

Dados : $T_g = 70^{\circ}\text{C}$, $T_L = 35,11^{\circ}\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$\bar{w}_{ls} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{w}_{lsa} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{w}_m \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{w}_{exp} \times 10^5$ (Kg/s)
0,374	1,676	2,385	10,351	0,428	0,453	0,427	0,409
0,331	1,689	2,479	10,297	0,375	0,404	0,425	0,409
0,292	1,706	2,584	10,272	0,328	0,362	0,424	0,409
0,255	1,715	2,690	10,280	0,285	0,325	0,424	0,342
0,216	1,719	2,821	10,194	0,241	0,284	0,421	0,342
0,165	1,700	3,100	10,194	0,184	0,237	0,421	0,409
0,129	1,636	3,126	10,225	0,145	0,204	0,422	0,409
0,085	1,462	3,234	10,152	0,097	0,169	0,419	0,342
0,044	1,070	3,184	10,286	0,053	0,138	0,425	0,407

TABELA V.16

Conjunto de corrida experimental: (A2)

Dados : $T_g = 100 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 39,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$W_{1s} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{lsa} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_m \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{exp} \times 10^5$ (Kg/s)
0,357	2,586	3,614	17,113	0,757	0,791	0,710	0,682
0,316	2,612	3,758	17,085	0,665	0,705	0,709	0,612
0,275	2,637	3,924	17,253	0,575	0,604	0,716	0,682
0,234	2,657	4,124	17,029	0,488	0,543	0,707	0,612
0,199	2,668	4,322	16,751	0,416	0,478	0,696	0,682
0,157	2,697	4,576	16,753	0,330	0,405	0,697	0,682
0,110	2,523	4,853	16,663	0,236	0,328	0,692	0,612
0,072	2,233	4,994	16,918	0,159	0,271	0,702	0,612
0,030	1,353	4,613	16,638	0,068	0,200	0,692	0,682

TABELA V.17

Conjunto de corrida experimental: (A3)

Dados : $T_g = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_L = 50,0\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$W_{1s} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{1sa} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_m \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{exp} \times 10^5$ (Kg/s)
0,347	4,040	5,472	28,239	1,809	1,835	1,184	0,953
0,306	4,065	5,674	29,081	1,582	1,612	1,217	0,953
0,273	4,094	5,875	27,737	1,405	1,453	1,164	0,953
0,232	4,136	6,178	28,269	1,191	1,252	1,188	0,953
0,193	4,156	6,510	27,486	0,992	1,069	1,155	0,817
0,148	4,125	6,942	27,708	0,768	0,868	1,164	0,817
0,105	3,949	7,353	27,653	0,558	0,685	1,161	0,953
0,068	3,497	7,566	27,653	0,376	0,534	1,161	0,953

TABELA V.18

Conjunto de corrida experimental: (A4)

Dados : $T_g = 180 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 52,33 \text{ }^\circ\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$W_{ls} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{lsa} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_m \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{exp} \times 10^5$ (Kg/s)
0,343	4,842	6,468	36,002	2,106	2,129	1,514	1,225
0,303	4,890	6,721	35,973	1,843	1,843	1,513	1,157
0,267	4,913	6,962	35,914	1,606	1,656	1,511	1,293
0,228	4,973	7,324	35,717	1,363	1,431	1,472	1,293
0,188	5,008	7,754	35,914	1,121	1,209	1,544	1,225
0,145	4,982	8,272	35,746	0,865	0,981	1,505	1,293
0,106	4,853	8,824	36,027	0,643	0,791	1,512	1,293
0,066	4,326	9,243	35,889	0,417	0,608	1,509	1,225

TABELA V.19

Conjunto de corrida experimental: (A5)

Dados : $T_g = 225 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 60,5 \text{ }^\circ\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$W_{1s} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{1sa} \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_m \times 10^5$ (Kg/s)	$\bar{W}_{exp} \times 10^5$ (Kg/s)
0,327	6,183	8,072	47,323	3,825	3,862	2,007	1,633
0,286	6,222	8,371	47,520	3,304	3,372	2,016	1,701
0,253	6,261	6,669	47,105	2,898	2,991	1,998	1,769
0,223	6,303	8,997	45,238	2,538	2,538	2,556	1,633
0,169	6,349	9,726	45,933	1,915	1,982	1,952	1,769
0,138	6,338	10,244	45,585	1,570	1,670	1,934	1,701
0,099	6,124	10,904	46,678	1,145	1,295	1,978	1,633

TABELA V.20

Conjunto de corrida experimental : (A6)

Dados : $T_g = 285 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_L = 63,0 \text{ }^\circ\text{C}$

Tempo de residência médio τ (s)	Taxa de transferência de calor			Taxa de transferência de massa			
	Q_s (W)	\bar{Q}_{sa} (W)	\bar{Q}_m (W)	$\bar{W}_{1s} \times 10^6$ (Kg/s)	$\bar{W}_{1sa} \times 10^6$ (Kg/s)	$\bar{W}_m \times 10^6$ (Kg/s)	$\bar{W}_{exp} \times 10^6$ (Kg/s)
0,315	7,630	9,810	63,819	4,309	4,380	2,714	2,177
0,275	7,663	10,154	63,317	3,700	3,740	2,692	2,245
0,241	8,208	10,526	63,430	3,400	3,468	2,698	2,313
0,195	7,783	11,193	63,371	2,535	2,535	2,564	2,245
0,163	7,821	11,771	63,233	2,093	2,163	2,692	2,156
0,121	7,785	12,693	63,317	1,5403	1,672	2,696	2,245
0,083	9,133	15,2597	63,047	1,120	1,312	2,684	2,313

TABELA V.21 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = modelo simultâneo, b) SA = modelo superaquecimento

$$T_g = 70^{\circ}\text{C}$$

Tempo de borbulha- mento (min)	$\tau=0,374$ s		$\tau=0,331$ s		$\tau=0,292$ s		$\tau=0,255$ s		$\tau=0,216$ s		$\tau=0,165$ s		$\tau=0,129$ s		$\tau=0,085$ s		$\tau=0,044$ s		
	T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		T_L ($^{\circ}\text{C}$)		
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	
0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
10	30,1	30,4	30,2	30,6	30,4	30,8	30,5	31,0	30,7	31,5	30,8	32,0	31,0	32,8	31,6	34,7	32,4	39,3	39,3
20	30,3	30,8	30,5	31,2	30,7	31,5	30,9	32,0	31,3	32,7	31,5	33,7	31,8	34,9	32,6	38,1	34,1	46,2	46,2
30	30,4	31,2	30,6	31,6	30,9	32,1	31,3	32,8	31,8	33,8	32,1	35,1	32,4	36,6	33,4	40,6	35,3	51,3	51,3
40	30,5	31,4	30,8	32,0	31,2	32,7	31,6	33,6	32,3	34,8	32,6	36,3	32,9	38,0	33,9	42,6	36,2	54,0	54,0
50	30,6	31,7	30,9	32,4	31,4	33,2	31,9	34,3	32,7	35,7	32,9	37,3	33,3	39,1	34,3	44,2	36,9	55,0	55,0
60	30,7	31,9	31,1	32,7	31,6	33,7	32,2	34,8	33,0	36,5	33,3	38,2	33,5	40,0	34,6	45,3	37,5	55,2	55,2
70	30,8	32,2	31,2	33,0	31,8	34,0	32,4	35,4	33,4	37,3	33,6	38,9	33,8	40,7	34,8	46,0	37,9	55,3	55,3
80	30,8	32,3	31,3	33,3	31,9	34,4	32,7	35,8	33,7	37,8	33,8	39,5	33,9	41,3	34,9	46,5	38,2	55,3	55,3
90	30,9	32,5	31,4	33,5	32,0	34,7	32,8	36,2	33,9	38,4	34,0	40,0	34,1	41,8	35,1	46,8	38,5	55,3	55,3
100	30,9	32,6	31,5	33,7	32,1	34,9	33,0	36,6	34,1	38,8	34,2	40,5	34,2	42,1	35,2	47,1	38,6	55,3	55,3
110	30,9	32,8	31,6	33,9	32,3	35,2	33,2	36,8	34,3	39,2	34,3	40,8	34,3	42,4	35,3	47,2	38,8	55,3	55,3
120	31,0	32,9	31,6	34,0	32,4	35,4	33,3	37,1	34,5	39,6	34,5	41,1	34,3	42,6	35,3	47,3	38,9	55,3	55,3

TABELA V.22 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = modelo simultâneo, b) SA = Modelo superaquecimento

$$T_G = 100^{\circ}\text{C}$$

Tempo de borbulhamento (min)	$\tau=0,357$ s		$\tau=0,316$ s		$\tau=0,275$ s		$\tau=0,234$ s		$\tau=0,199$ s		$\tau=0,157$ s		$\tau=0,110$ s		$\tau=0,072$ s		$\tau=0,030$ s	
	$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$		$T_L (^{\circ}\text{C})$	
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA
0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
10	30,6	31,1	30,8	31,4	31,0	31,8	31,3	32,3	31,6	32,9	32,0	34,0	32,8	36,2	33,9	40,1	36,6	55,1
20	31,2	32,1	31,5	32,6	31,9	33,9	32,5	34,4	33,1	35,6	33,7	37,3	34,9	41,1	36,7	47,5	41,4	70,9
30	31,7	32,9	32,1	33,7	32,7	34,8	33,5	36,2	34,4	37,9	35,0	40,1	36,7	45,1	38,7	52,8	45,1	70,9
40	32,2	33,7	32,7	34,7	33,4	36,0	34,4	37,8	35,5	40,0	36,2	42,5	38,1	48,1	40,3	55,4	47,8	70,9
50	32,5	34,4	33,3	35,5	34,1	37,1	35,2	39,3	36,5	41,8	37,2	44,5	39,2	50,1	41,6	56,0	49,5	70,9
60	32,9	35,0	33,6	36,3	34,6	38,1	35,9	40,5	37,4	43,3	38,1	46,0	40,1	51,4	42,5	56,1	50,5	70,9
70	33,2	35,5	34,0	37,0	35,1	38,9	36,5	41,5	38,2	44,6	38,8	47,2	40,8	52,0	43,3	56,1	50,9	70,9
80	33,5	36,0	34,4	37,5	35,6	39,6	37,1	42,4	38,8	45,7	39,4	48,1	41,4	52,4	43,8	56,1	51,2	70,9
90	33,7	36,4	34,7	38,1	35,9	40,3	37,6	43,2	39,4	46,6	39,9	48,8	41,8	52,5	44,2	56,1	51,3	70,9
100	33,9	36,8	34,9	38,5	36,3	40,8	38,0	43,9	39,9	47,4	40,3	49,3	42,2	52,6	44,5	56,1	51,3	70,9
110	34,1	37,1	35,2	38,9	36,6	41,3	38,4	44,4	40,4	47,9	40,6	49,5	42,5	52,7	44,6	56,1	51,3	70,9
120	34,3	37,4	35,4	39,3	38,6	41,7	38,7	44,9	40,8	48,4	40,9	49,8	42,7	52,7	44,8	56,1	51,3	70,9

TABELA V.23 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = Modelo simultâneo , b) SA = Modelo superaquecimento

$$T_G = 150^{\circ}\text{C}$$

Tempo de borbulhamen- to (min)	$\tau=0,347\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,306\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,273\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,323\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,193\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,148\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,105\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,068\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$	
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA
0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
10	31,5	32,2	31,7	32,7	32,0	33,2	32,5	34,1	33,2	35,3	34,1	37,4	35,6	41,3	37,9	48,3
20	32,8	34,1	33,3	35,0	33,9	36,0	34,8	37,6	36,0	40,0	37,5	43,6	40,0	50,2	43,7	61,6
30	33,9	35,8	34,7	37,1	35,5	38,5	36,8	40,8	38,5	44,1	40,4	48,8	43,6	56,5	48,1	63,8
40	34,9	37,4	35,9	38,9	36,9	40,7	38,5	43,6	40,7	47,6	42,8	52,6	46,4	59,2	51,1	63,8
50	35,8	38,7	37,0	40,6	38,2	42,6	40,1	45,9	42,6	50,4	44,8	55,2	48,4	59,7	52,5	63,8
60	36,7	39,8	37,9	41,9	39,3	44,2	41,4	47,9	44,2	52,7	46,5	56,6	49,7	59,8	53,1	63,8
70	37,4	40,9	38,8	43,2	40,2	45,6	42,6	49,5	45,6	54,4	47,6	57,3	50,6	59,8	53,2	63,8
80	38,0	41,7	39,5	44,2	41,0	46,7	43,6	50,7	46,7	55,6	48,5	57,6	51,0	59,8	53,4	63,8
90	38,5	42,5	40,1	45,0	41,8	47,6	44,4	51,6	47,6	56,4	49,2	58,8	51,3	59,8	53,4	63,8
100	39,0	43,1	40,7	45,7	42,4	48,3	45,1	52,4	48,4	56,9	49,6	57,8	51,4	59,8	53,4	63,8
110	39,4	43,7	41,2	46,3	42,9	48,9	45,6	52,9	48,9	57,3	49,9	57,9	51,5	59,8	53,4	63,8
120	39,8	44,1	41,5	46,8	43,3	49,4	46,1	53,3	49,4	57,6	50,2	57,9	51,5	59,8	53,4	63,8

TABELA V.24 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = Modelo simultâneo , b) SA = Modelo superaquecimento

$$T_g = 180^{\circ}\text{C}$$

Tempo de borbulhamen to (min)	$\tau=0,343\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,303\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,267\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,228\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,188\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,145\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,106\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,066\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$	
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA
0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
10	32,0	32,9	32,4	33,4	32,8	34,1	33,4	35,2	34,2	36,89	35,5	39,5	37,3	44,0	40,5	53,6
20	33,8	35,4	34,5	36,5	35,3	37,9	36,4	39,9	38,0	42,9	40,0	47,6	43,0	55,0	48,3	69,1
30	35,4	37,7	36,3	39,2	37,4	41,1	39,1	43,9	41,3	48,2	43,9	53,9	47,6	61,4	53,7	69,1
40	36,8	39,7	37,9	41,6	39,4	43,9	41,4	47,4	44,2	52,5	47,0	58,1	50,8	62,5	56,0	69,1
50	38,0	41,4	39,4	43,6	41,0	46,4	43,4	50,3	46,6	55,8	49,5	60,1	52,8	62,5	56,5	69,1
60	39,1	42,9	40,7	45,4	42,5	48,3	45,1	52,5	48,6	58,1	51,2	60,9	53,8	62,5	56,6	69,1
70	40,0	44,1	41,7	46,8	43,7	49,9	46,5	54,2	50,2	59,6	52,3	61,1	54,2	62,5	56,6	69,1
80	40,8	45,2	42,7	48,0	44,8	51,2	47,7	55,4	51,5	60,6	53,0	61,2	54,4	62,5	56,6	69,1
90	41,5	46,1	43,5	48,9	45,7	52,1	48,6	56,2	52,4	61,2	53,5	61,2	54,5	62,5	56,6	69,1
100	42,2	46,8	44,2	49,7	46,4	52,8	49,4	56,8	53,1	61,5	53,7	61,2	54,6	62,5	56,6	69,1
110	42,7	47,4	44,7	50,2	46,9	53,3	49,9	57,2	53,6	61,7	53,9	61,3	54,6	62,5	56,6	69,1
120	43,1	47,9	45,2	50,7	47,4	53,7	50,4	57,4	54,0	61,8	54,1	61,3	54,6	62,5	56,6	69,1

TABELA V.25 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = Modelo simultâneo , b) SA = Modelo superaquecimento

$$T_g = 225^{\circ}\text{C}$$

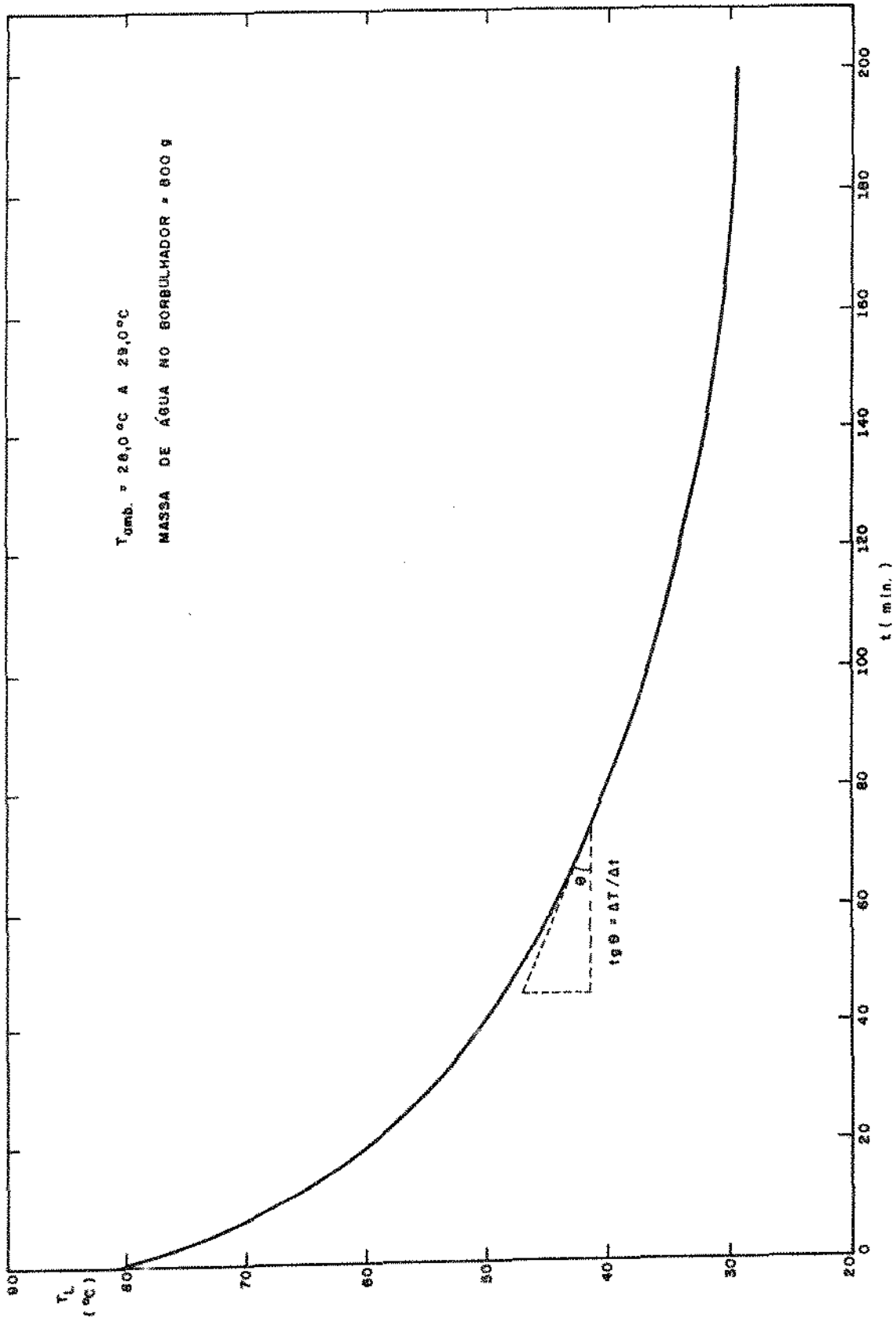
Tempo de borbulhamen to (min)	$\tau=0,327\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,286\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,253\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,223\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,169\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,138\text{ s}$ T_L		$\tau=0,099\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$	
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA
0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0
10	46,1	47,1	46,6	48,0	47,2	48,9	47,8	50,0	48,8	52,5	50,3	55,6	52,4	61,4
20	46,9	48,9	47,9	50,5	48,9	52,2	50,1	54,2	51,6	57,8	54,2	62,7	57,0	68,2
30	47,7	50,3	49,0	52,4	50,4	54,6	51,9	57,2	53,5	60,5	56,6	65,2	58,7	68,2
40	48,3	51,4	49,8	53,9	51,5	56,4	53,3	59,3	54,6	61,6	57,8	65,6	59,0	68,2
50	48,7	52,3	50,5	54,9	52,3	57,6	54,5	60,6	55,3	61,8	58,3	65,6	59,1	68,2
60	49,1	52,9	51,0	55,7	52,9	58,4	55,0	61,4	55,6	61,9	58,6	65,6	59,1	68,2
70	49,4	53,4	51,4	56,1	53,4	58,9	55,5	61,8	55,7	61,9	58,7	65,6	59,1	68,2
80	49,6	53,7	51,7	56,5	53,7	59,2	55,9	62,0	55,8	61,9	58,7	65,6	59,1	68,2
90	49,8	53,9	51,9	56,7	53,9	59,4	56,1	62,2	55,9	62,0	58,7	65,6	59,1	68,2
100	49,9	54,1	52,0	56,9	54,1	59,5	56,3	62,3	55,9	62,0	58,7	65,6	59,1	68,2
110	50,0	54,2	52,2	57,0	54,2	59,6	56,4	62,4	56,0	62,0	58,7	65,6	59,1	68,2
120	50,1	54,3	52,3	57,1	54,3	59,6	56,4	62,4	56,0	62,0	58,7	65,6	59,1	68,2

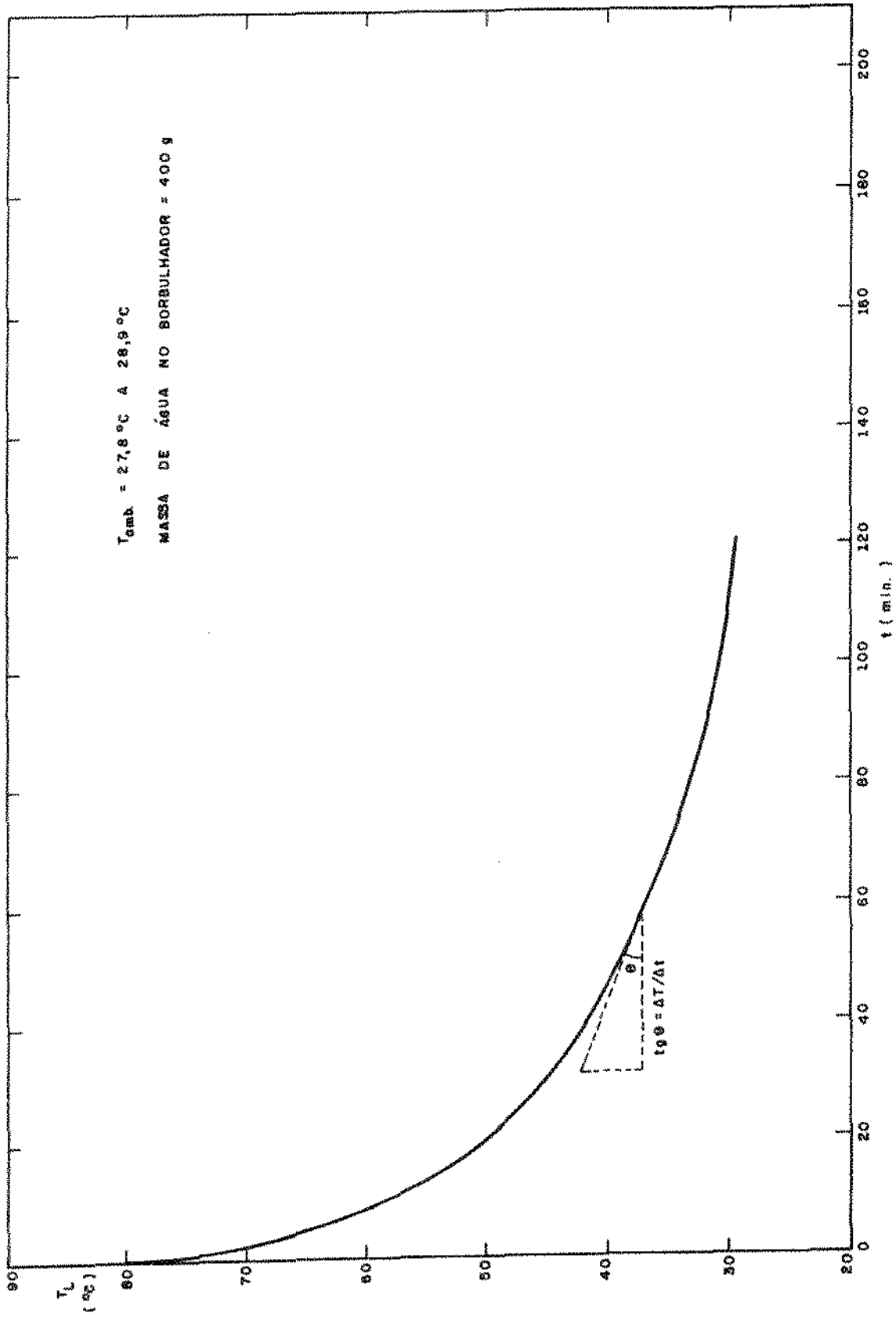
TABELA V.26 - Variação da temperatura do líquido com o tempo

a) S = Modelo simultâneo , b) Modelo superaquecimento

$$T_G = 285^{\circ}\text{C}$$

Tempo de borbulhamen to (min)	$\tau=0,315\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,275\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,241\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,195\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,163\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,121\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$		$\tau=0,083\text{ s}$ $T_L (^{\circ}\text{C})$	
	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA	S	SA
0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0
10	47,5	48,9	48,2	50,0	49,0	51,4	50,6	54,2	51,5	56,4	54,7	63,0	63,1	78,0
20	49,5	52,0	50,8	54,1	52,3	56,5	55,1	61,3	56,1	63,8	61,3	72,7	69,7	78,0
30	51,0	54,4	52,8	57,2	54,8	60,2	58,4	65,9	58,7	66,2	64,0	72,7	69,7	78,0
40	52,3	56,1	54,3	59,2	56,6	62,4	60,5	68,2	59,9	66,4	64,6	72,7	69,7	78,0
50	53,2	57,3	55,4	60,5	57,8	63,7	61,9	69,2	60,3	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
60	53,8	58,1	56,2	61,3	58,6	64,4	62,6	69,6	60,4	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
70	54,3	58,6	56,7	61,7	59,1	64,7	63,0	69,7	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
80	54,7	58,9	57,0	61,9	59,4	64,9	63,2	69,8	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
90	54,9	59,1	57,2	62,1	59,6	65,0	63,3	69,8	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
100	55,0	59,3	57,4	62,2	59,7	65,0	63,4	69,8	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
110	55,2	59,4	57,5	62,2	59,8	65,0	63,4	69,8	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0
120	55,3	59,4	57,5	62,3	59,8	65,0	63,4	69,8	60,5	66,5	64,7	72,7	69,7	78,0


 FIGURA V.1 - CURVA PARA O CÁLCULO DE $\Delta T / \Delta t$ ($^{\circ}C / \text{min.}$)


 FIGURA V. 2 - CURVA PARA O CÁLCULO DE $\Delta T/\Delta t$ ($^{\circ}C$ /min.)

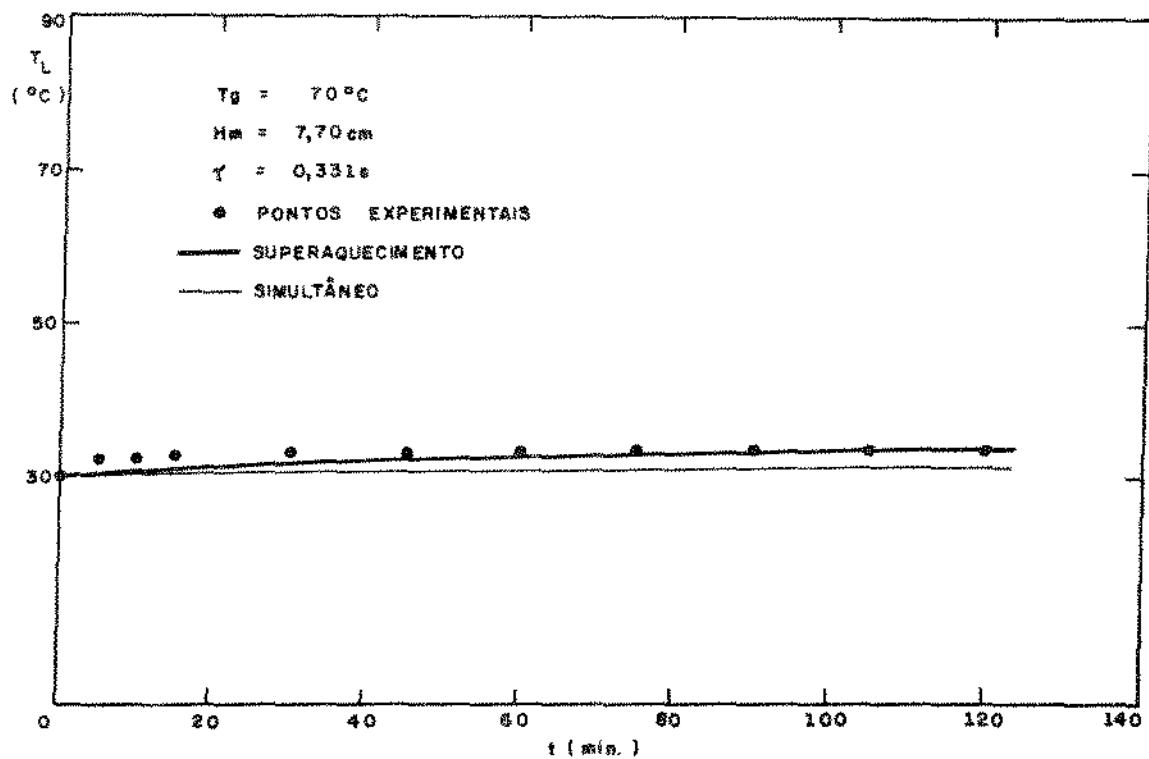


FIGURA V.3 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

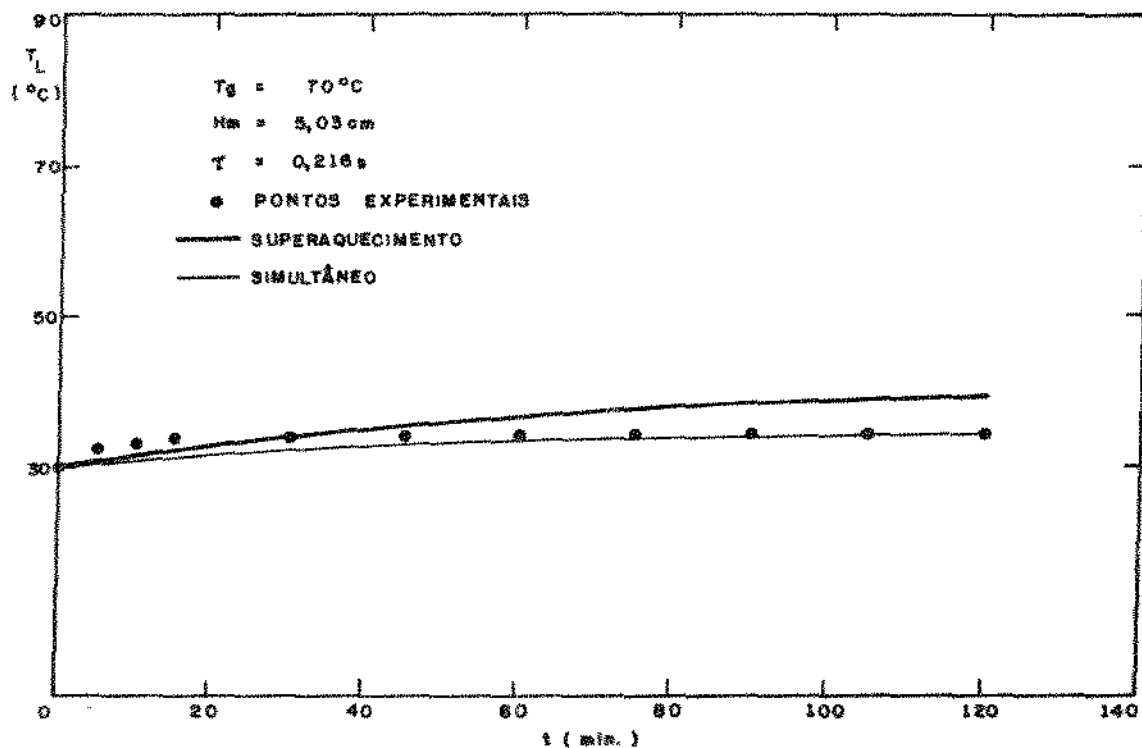


FIGURA V.4 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

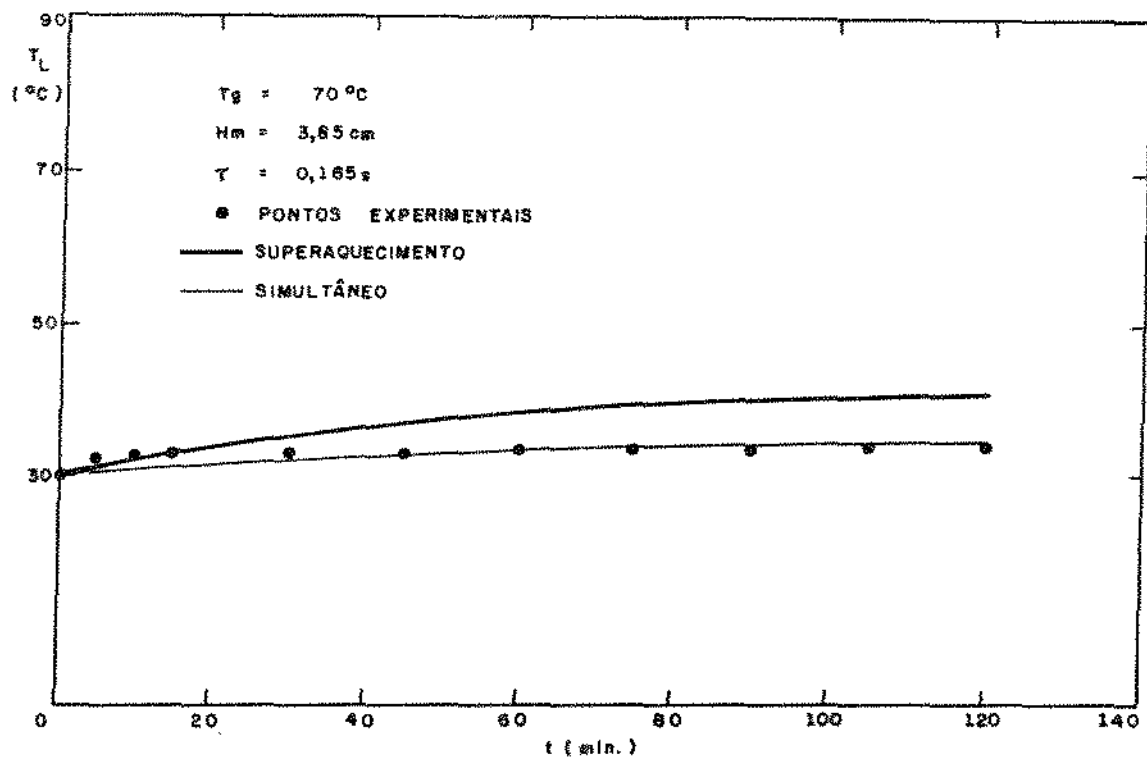


FIGURA V.5 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

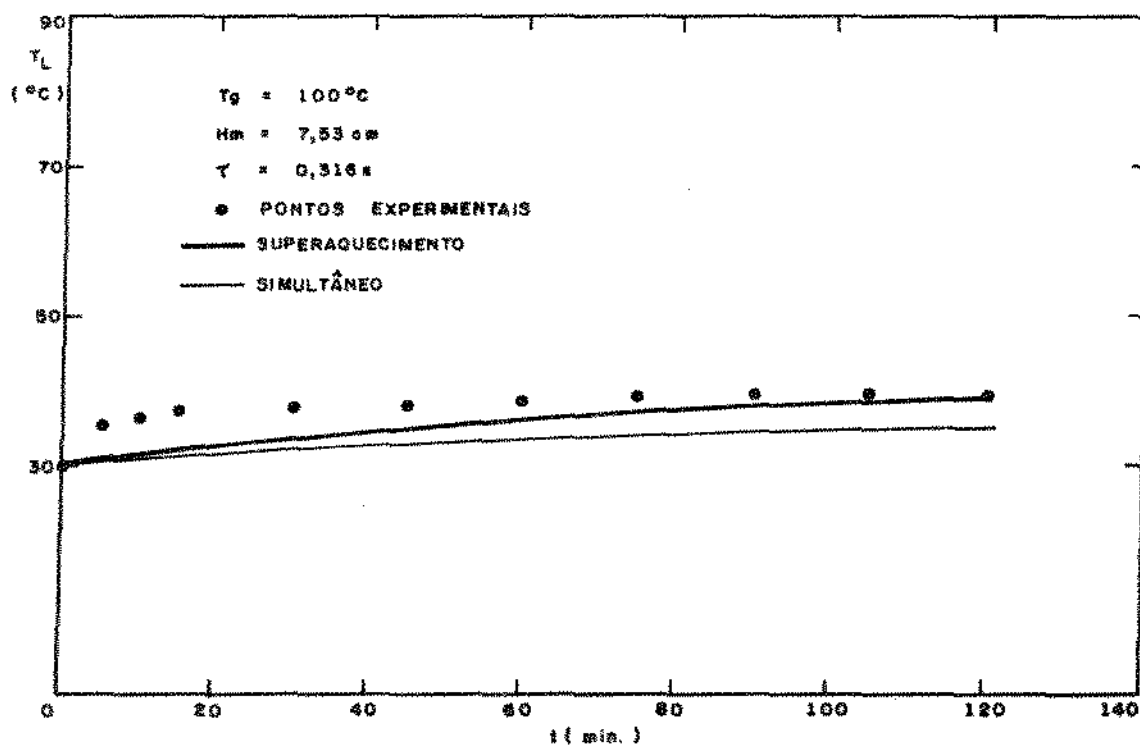


FIGURA V.6 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

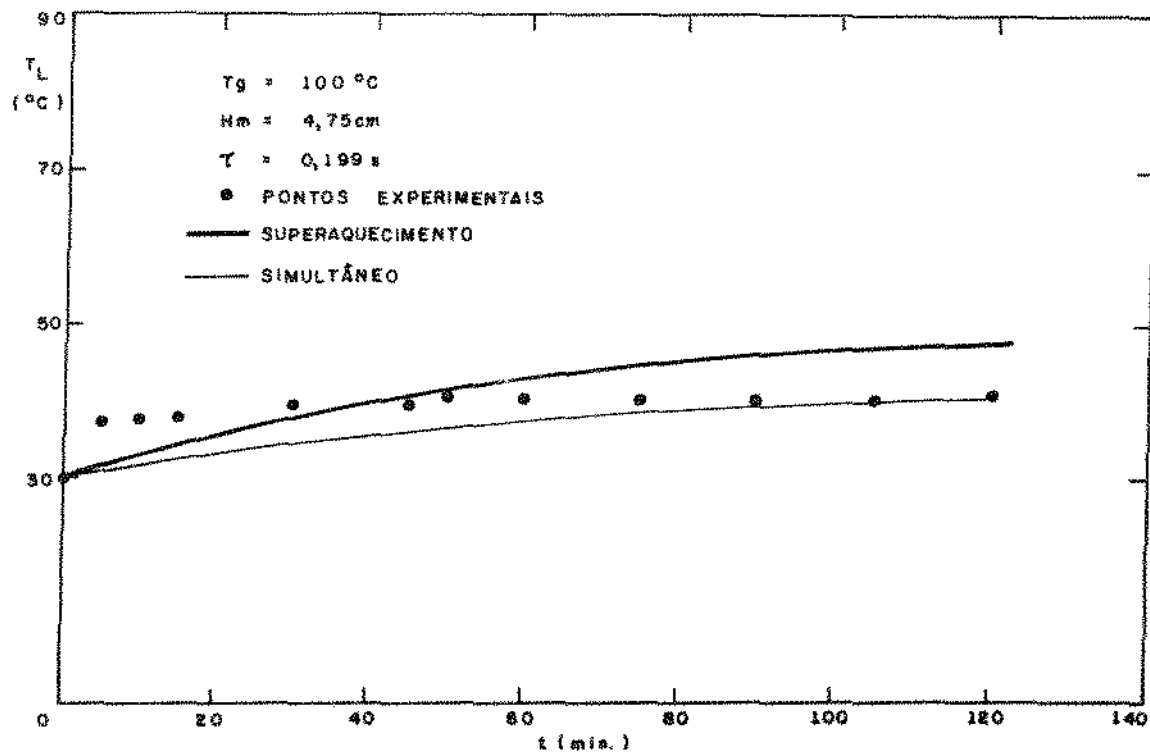


FIGURA V. 7 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

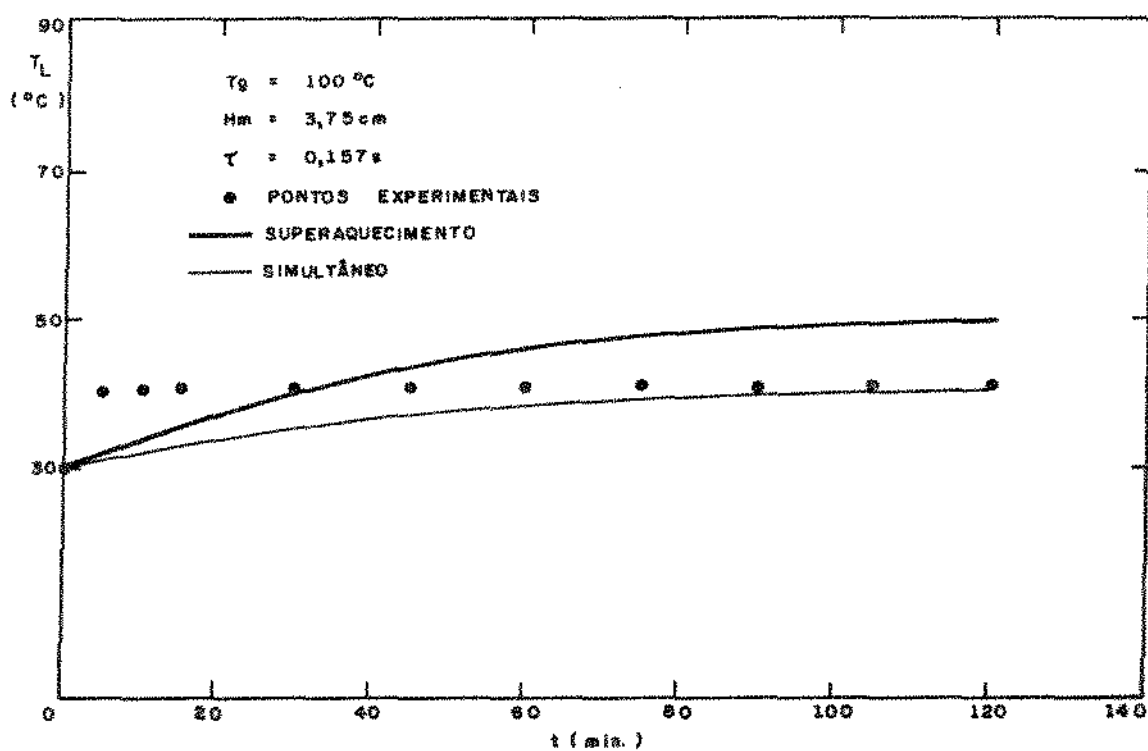


FIGURA V. 8 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

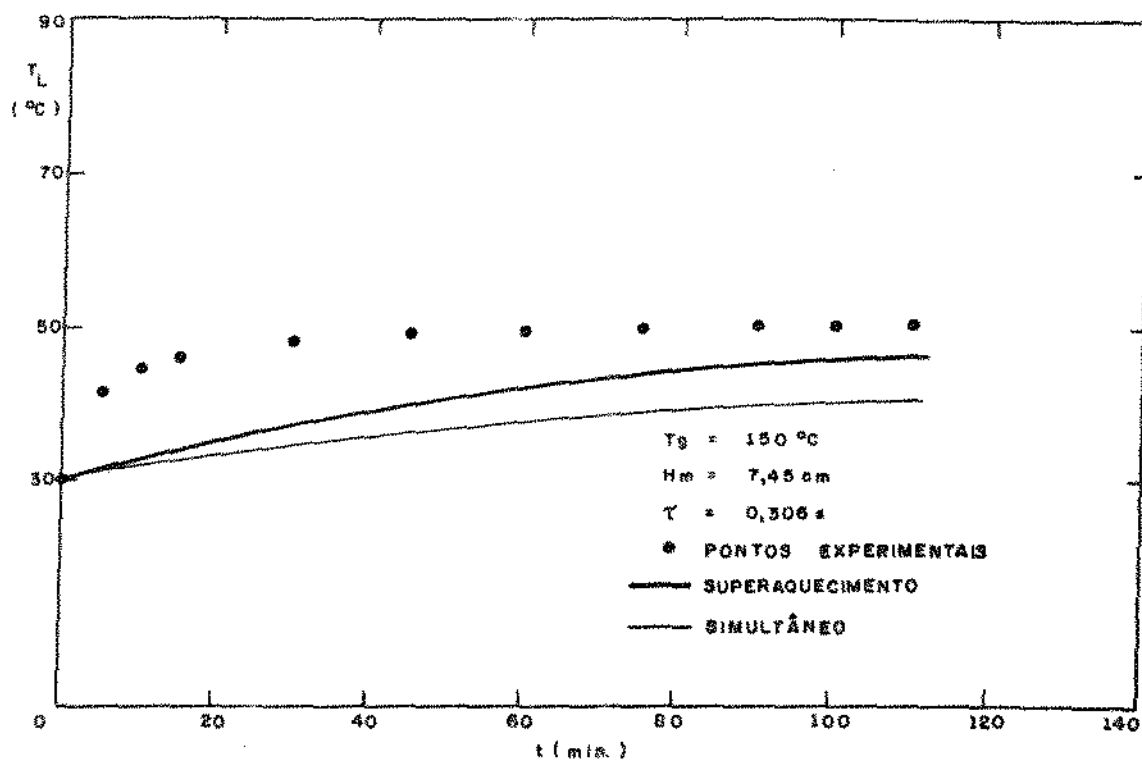


FIGURA V. 9 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

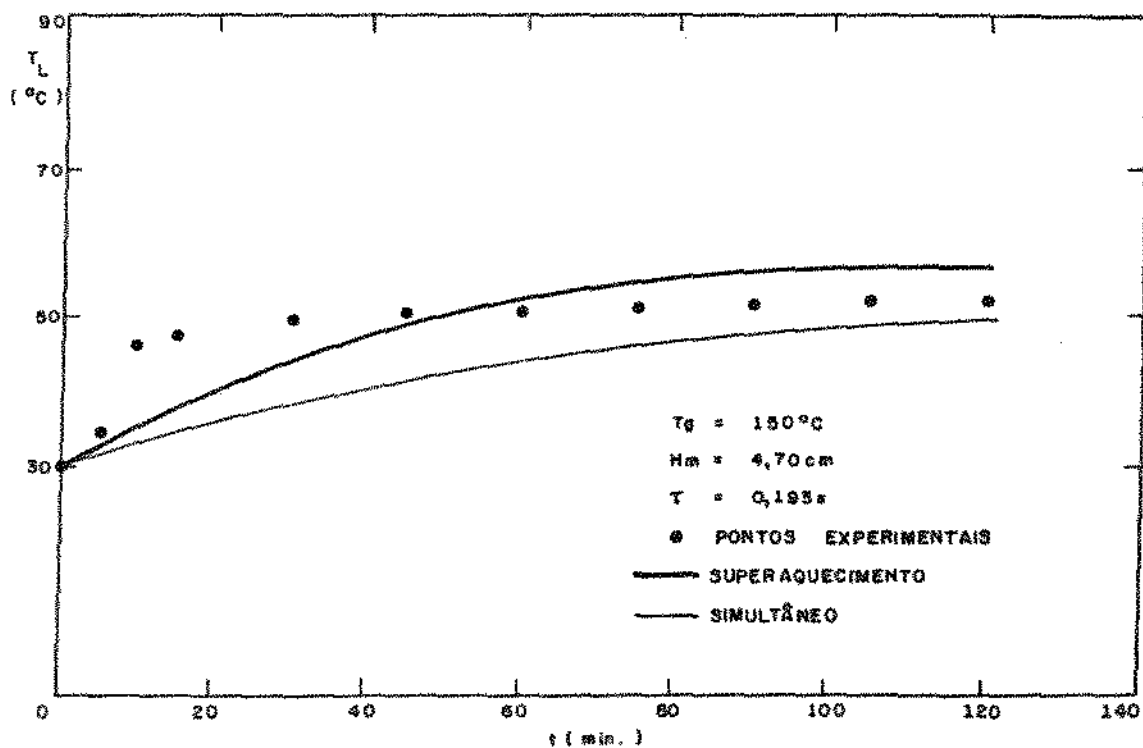


FIGURA V. 10 - VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

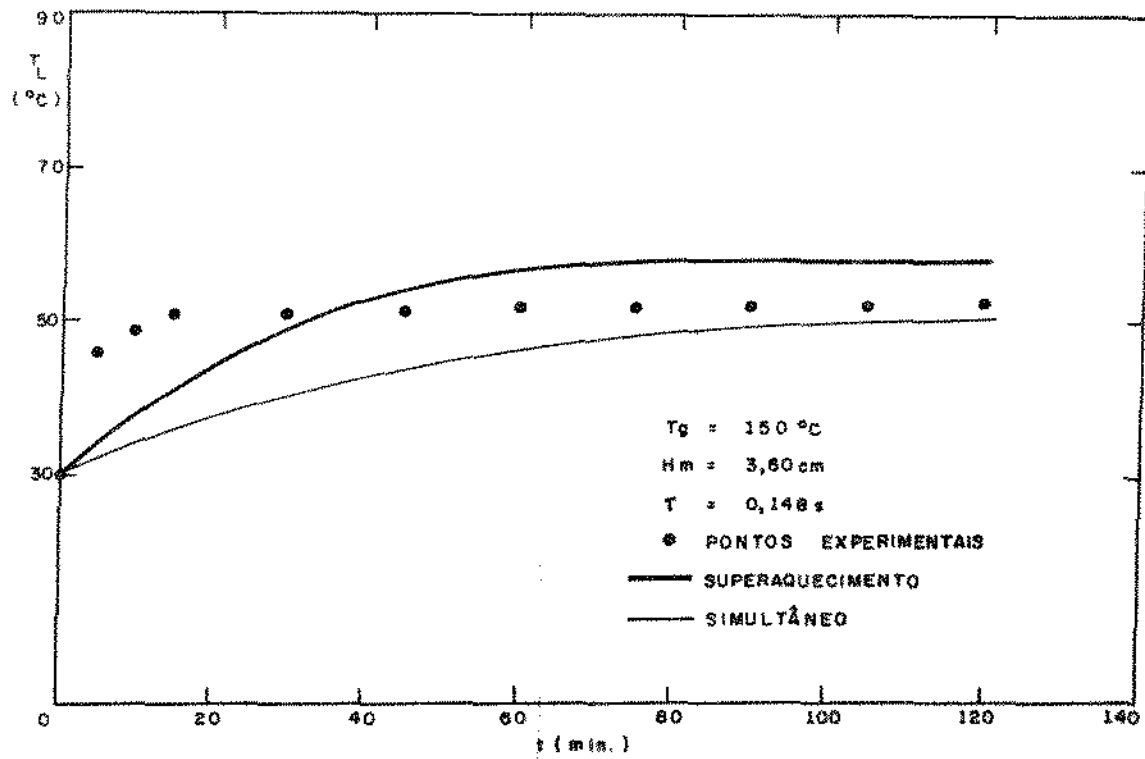


FIGURA V.11 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

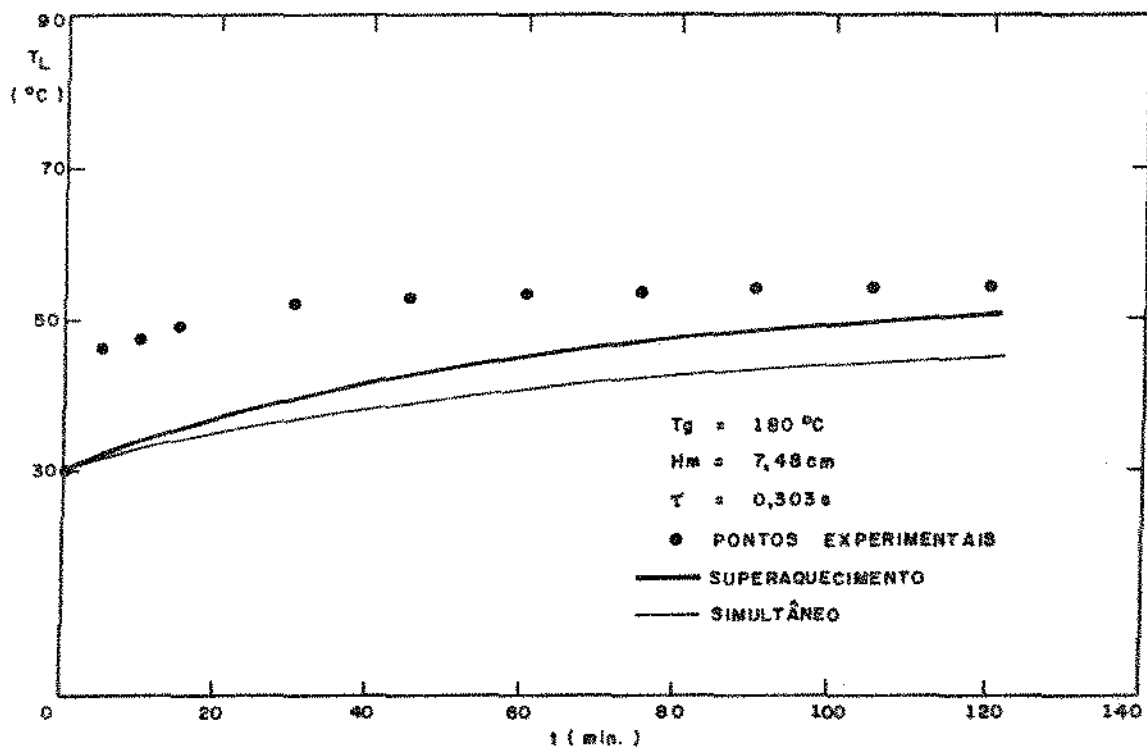


FIGURA V.12 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

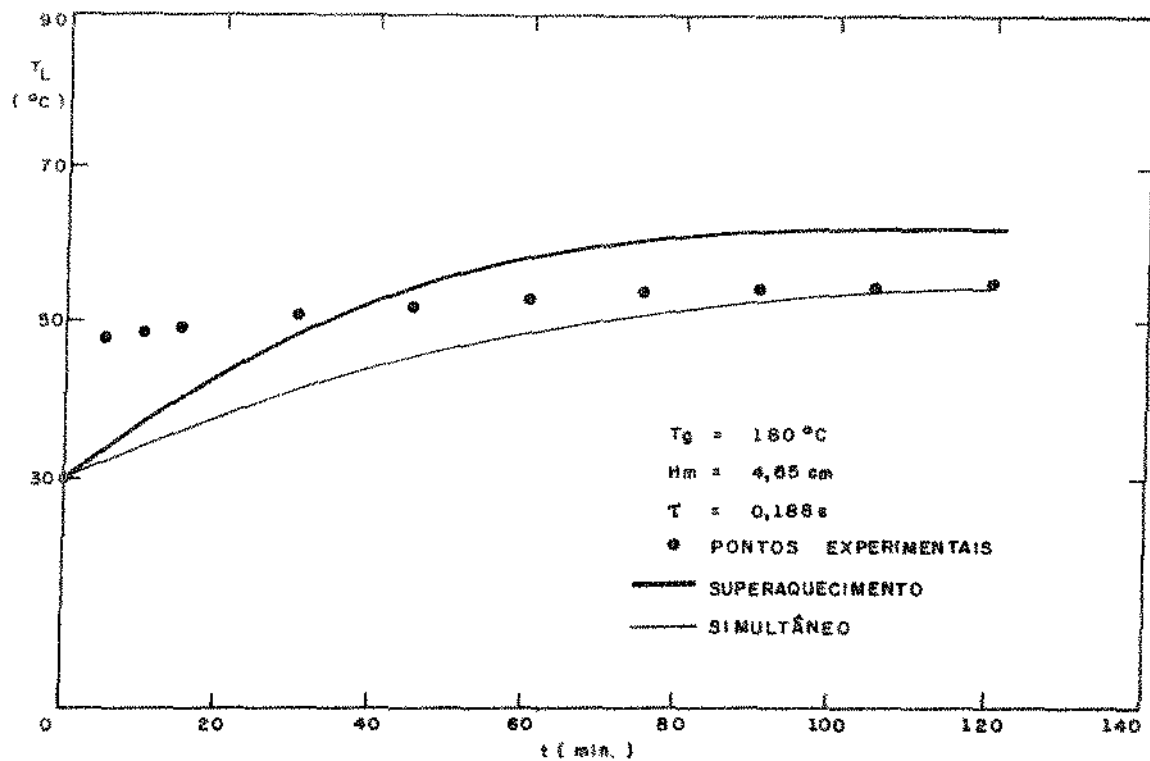


FIGURA V.13 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

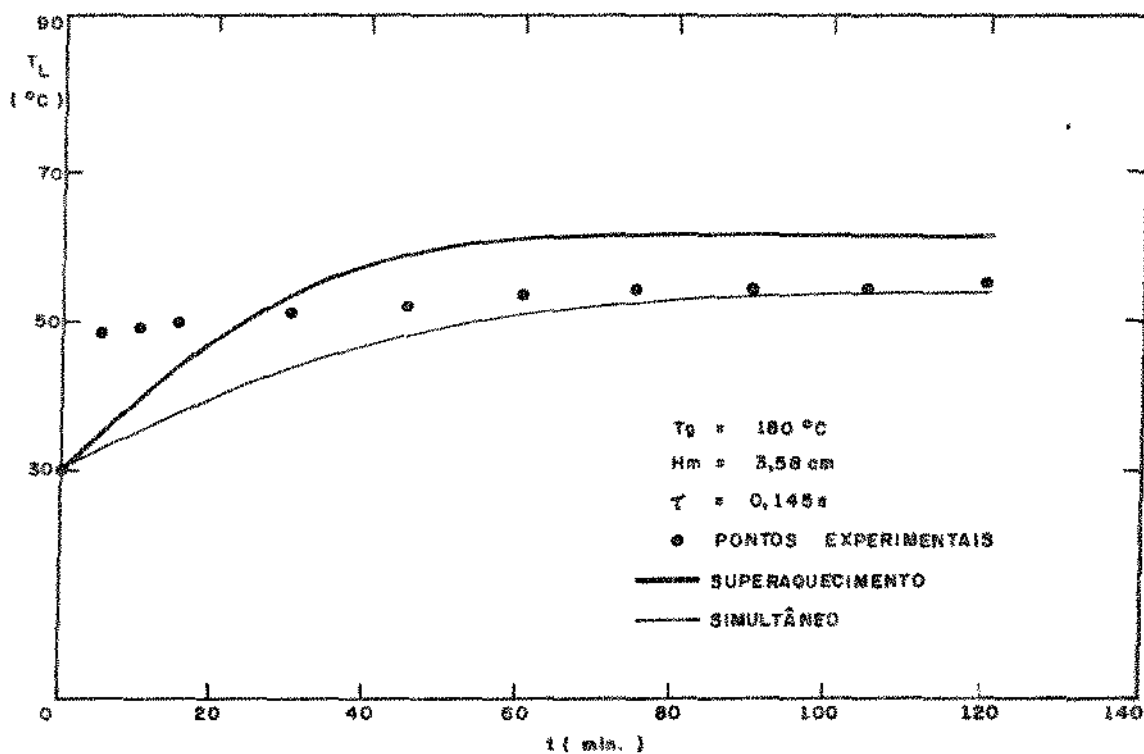


FIGURA V.14 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

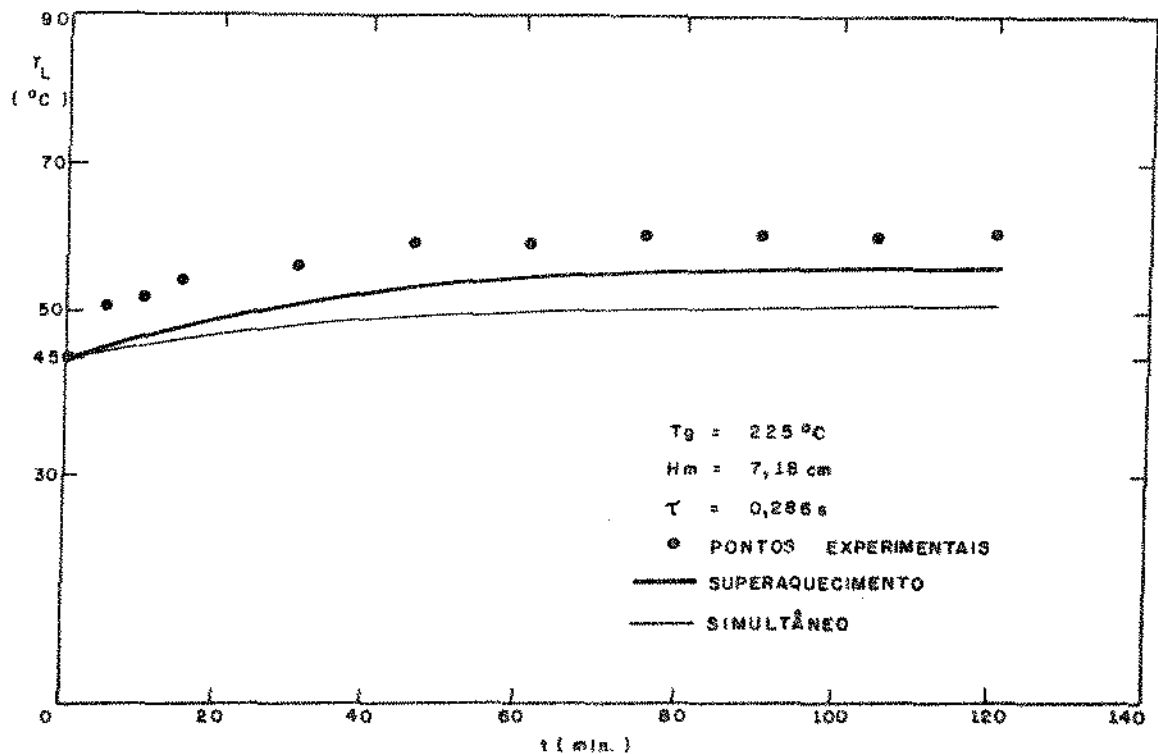


FIGURA V.15 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

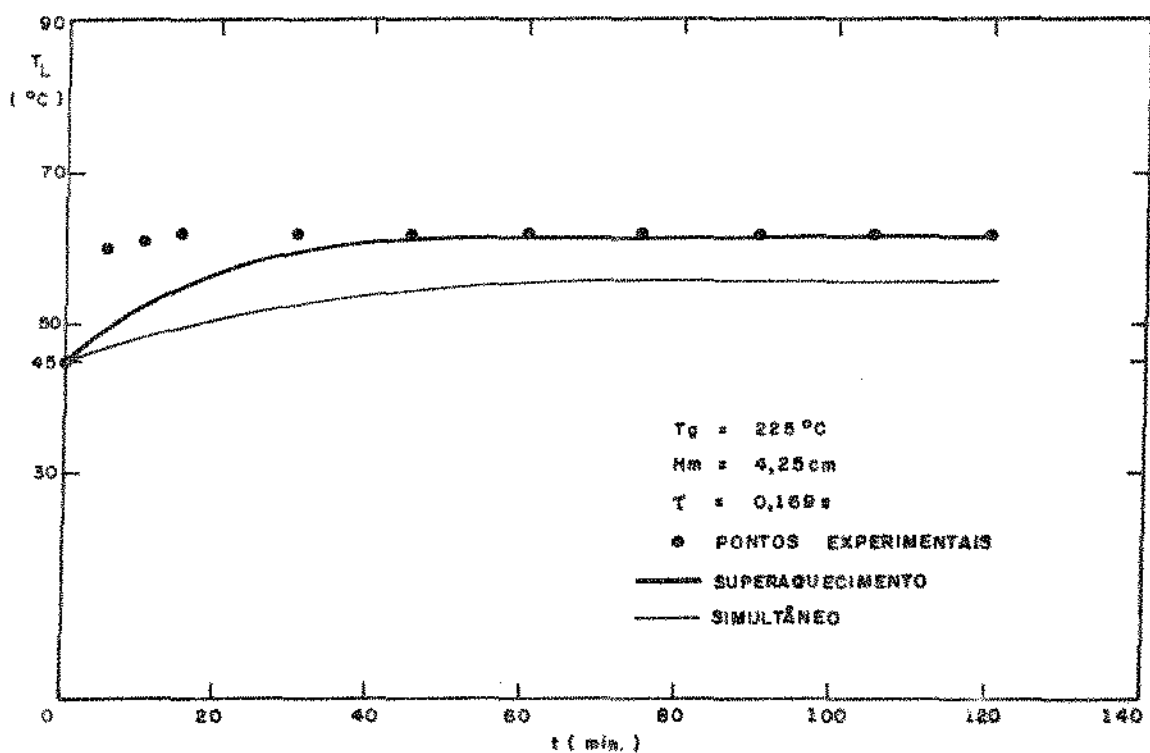


FIGURA V.16 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

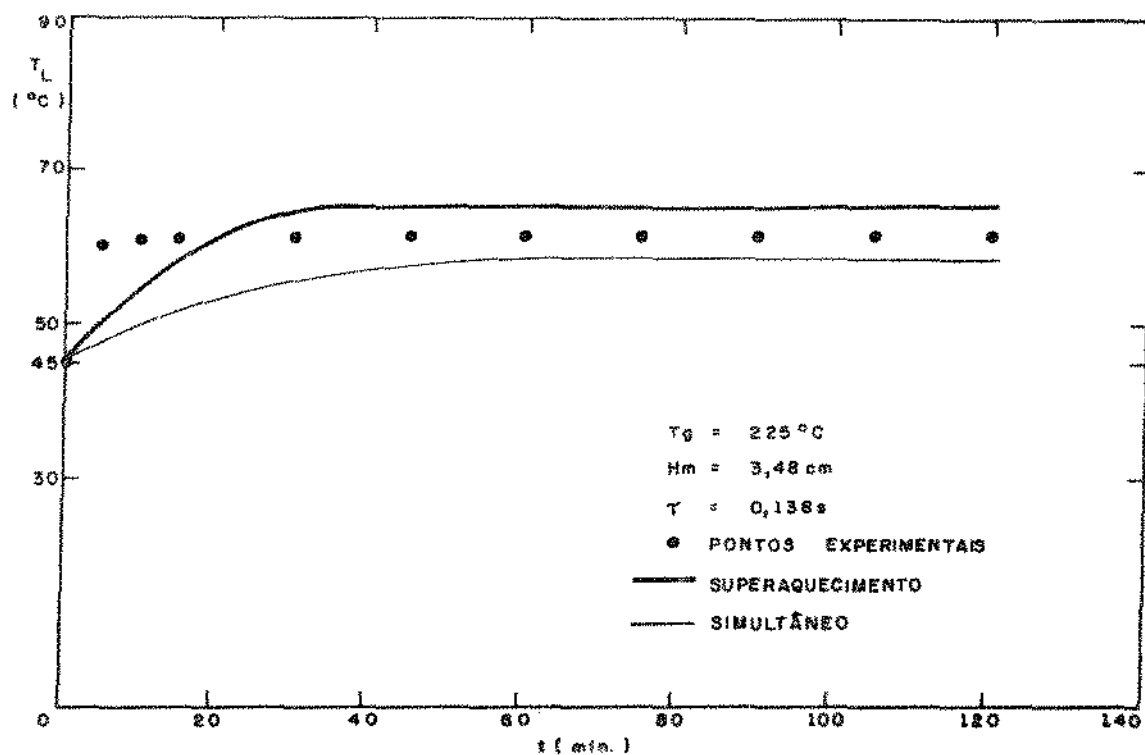


FIGURA V.17 - VARIÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

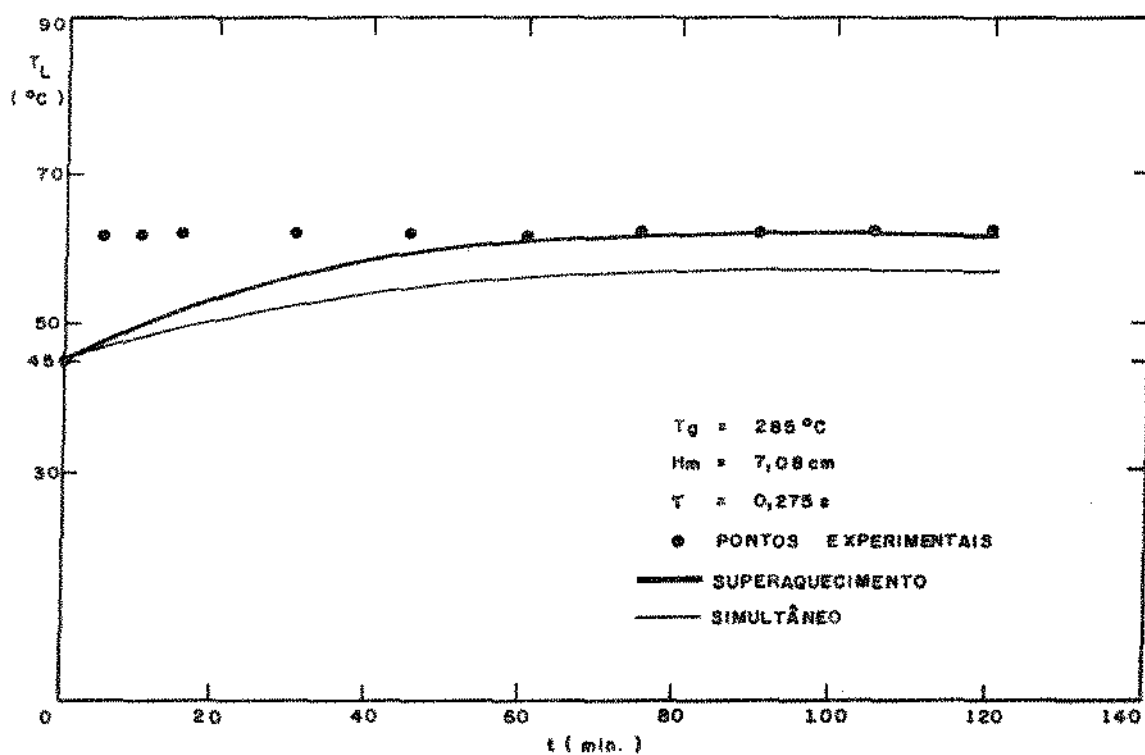


FIGURA V.18 - VARIÇÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

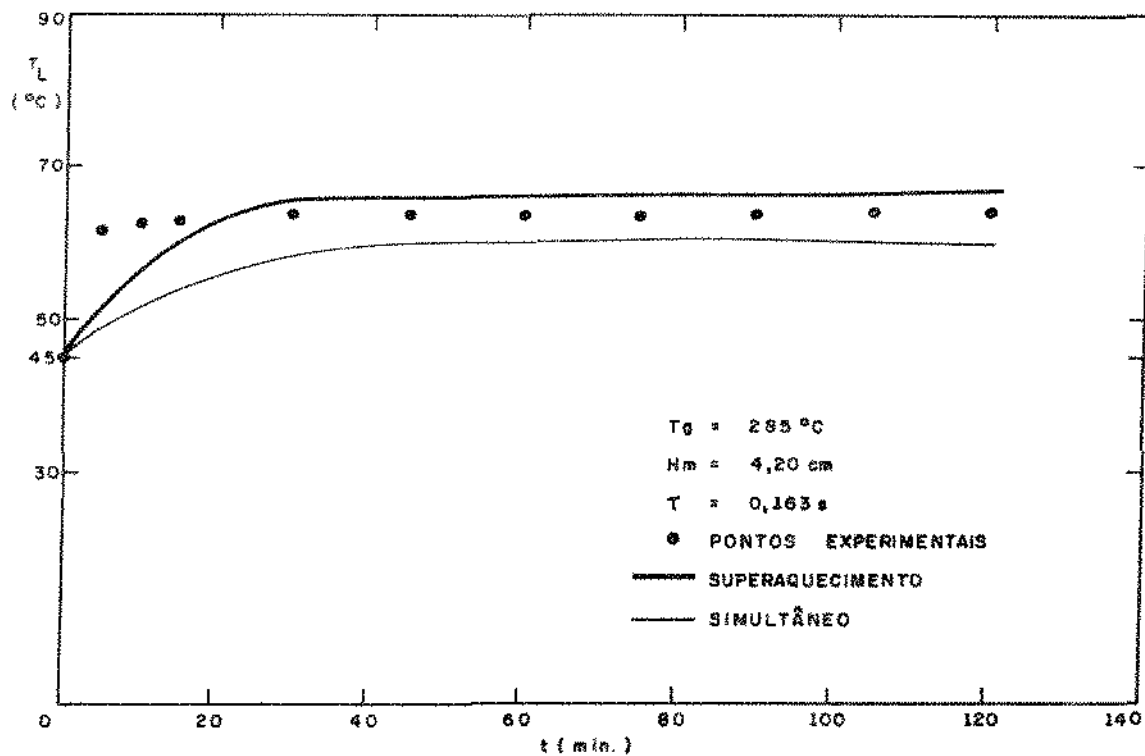


FIGURA V.19 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

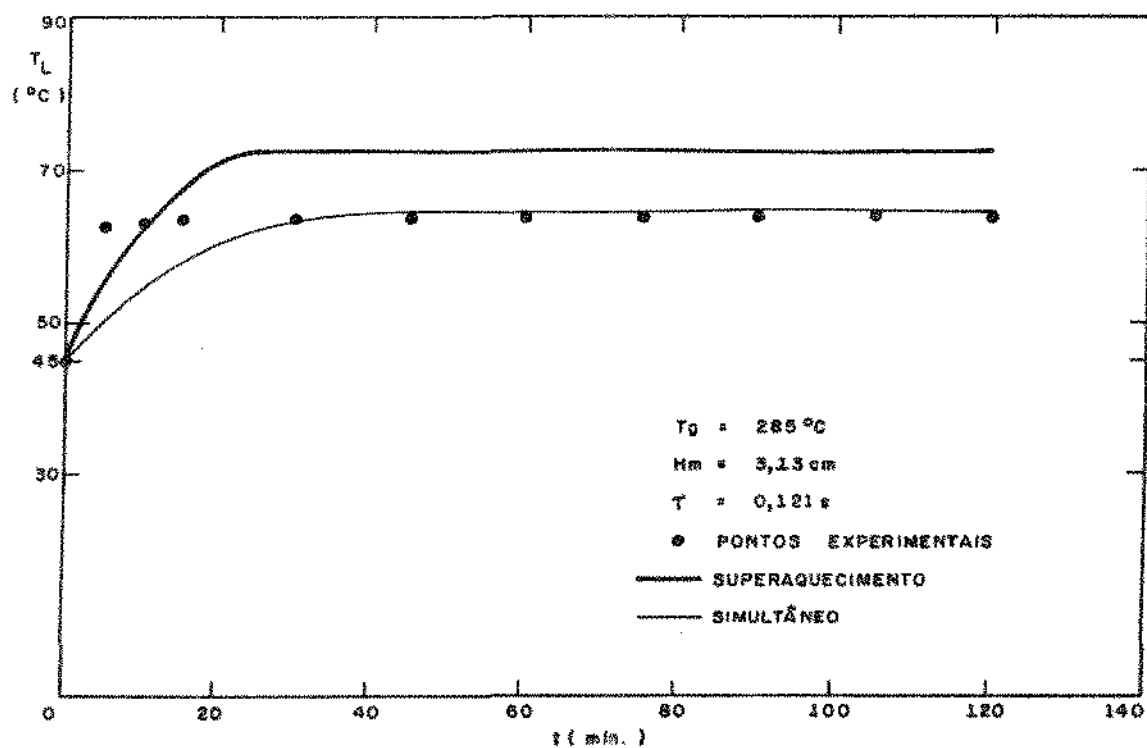


FIGURA V.20 - VARIACÃO DA TEMPERATURA DO LÍQUIDO COM O TEMPO

N O M E N C L A T U R A

- a - raio da bolha
- A_b - área da bolha
- A_n - parâmetro (equação II.21)
- A_1, A_2 - constantes (equação II.16)
- b_L - coeficiente de transferência de massa convectivo para a fase contínua
- \bar{b} - coeficiente médio de transferência de massa para a fase dispersa
- $b_{\xi, \delta}$ - coeficiente de transferência de massa simultâneo
- $\bar{b}_{\xi, \delta}$ - coeficiente de transferência de massa com superaquecimento
- C - concentra o (massa/volume)
- \bar{C} - concentra o média temporal
- \bar{C}_m - concentra o média no volume e no tempo
- C_p - calor específico
- \bar{C}_s - concentra o média na interface
- D - diâmetro da bolha
- e_1, e_2, e_3, e_4 - constantes (equa o IV.1)
- g - acelera o da gravidade
- g_s - grau de satura o
- G - vazão volumétrica
- h - coeficiente de transferência de calor convectivo
- h_L - coeficiente de transferência de calor convectivo para a fase contínua
- h_g - coeficiente de transferência de calor convectivo para a fase dispersa

- \bar{h} - coeficiente médio de transferência de calor para a fase dispersa
 $h_{\xi, \delta}$ - coeficiente de transferência de calor simultâneo
 $\bar{h}_{\xi, \delta}$ - coeficiente de transferência de calor com superaquecimento
 H_g - fração de gás presente no borbulhador
 H_m - altura média de borbulhamento
 K_g - condutibilidade térmica da fase dispersa
 L - calor latente de evaporação
 \dot{m} - vazão mássica de ar
 Ml - massa média de líquido
 N - número de bolhas
 NT - número total de bolhas num intervalo de tempo
 p - pressão total
 p_{ws} - pressão de saturação
 \bar{p} - pressão média temporal
 \bar{p}_m - pressão média no volume e no tempo
 \bar{p}_s - pressão média na interface
 q - fluxo de transferência de calor - modelo simultâneo
 \bar{q}_L - fluxo de calor médio temporal na superfície
 \bar{q} - fluxo de transferência de calor - modelo superaquecimento
 QP - perda de calor para o ambiente
 Q_s - taxa de calor - modelo simultâneo
 \bar{Q}_{sa} - taxa de calor - modelo superaquecimento
 \bar{Q}_m - taxa máxima de calor
 Q_S - Quantidade de calor associado ao superaquecimento
 R - constante dos gases

t	- tempo
t_s	- temperatura de bulbo seco
t_u	- temperatura de bulbo úmido
T	- temperatura
T_{amb}	- temperatura ambiente
T_{eb}	- temperatura de ebulição
$[T]$	- temperatura de referência
T_L	- temperatura de fase contínua
T_g	- temperatura da fase dispersa
\bar{T}	- temperatura média temporal
\bar{T}_m	- temperatura média no volume e no tempo
\bar{T}_s	- temperatura média na interface
ur	- umidade relativa
v_b	- velocidade de ascensão da bolha
V	- volume
V_b	- volume das bolhas presente no borbulhador
V_l	- volume de líquido presente no borbulhador
$V_{l,ev}$	- volume de líquido evaporado
V_T	- volume total
w	- umidade absoluta
WIL	- fluxo médio de massa na interface
W_l	- fluxo médio de massa - modelo simultâneo
\bar{W}_l	- fluxo médio de massa - modelo superaquecimento
W_{ls}	- taxa de transferência de massa - modelo simultâneo
\bar{W}_{lsa}	- taxa de transferência de massa - modelo superaquecimento
\bar{W}_{exp}	- taxa de líquido medida experimentalmente
\bar{W}_m	- taxa máxima de líquido

\bar{x}_w - fração molar média de vapor d'água

Letras Gregas

- α - $\xi \pi^2/a^2$
- α_m - $\delta_g \pi^2/a^2$
- ξ - difusibilidade térmica
- ξ_g - difusibilidade térmica da fase gasosa
- τ - tempo de residência
- λ - parâmetro adimensional para a transferência de calor, definido por $2K_g/h_L a$
- λ_m - parâmetro adimensional para a transferência de massa, definido por $2 \xi_g/b_L a$
- θ - temperatura adimensional
- $\bar{\theta}_m$ - temperatura média temporal

Subscritos

- i - inicial
- f - final

A N E X O - A

1. Equações das propriedades físicas da fase contínua e dispersa

1.a - Para a fase contínua, constituída pela água :

$$C_p = (1,00375 - 2,37 \cdot 10^{-4}T + 2 \cdot 10^{-6}T^2 + 2,39031 \cdot 10^{-9}T^3)$$

$$K = (1,131037 + 6,683 \cdot 10^{-3}T - 4,5 \cdot 10^{-5}T^2 + 9,602 \cdot 10^{-8}T^3) \cdot 10^{-3}$$

$$\mu = (1,66335 - 0,037302T + 3,52 \cdot 10^{-4}T^2 - 10^{-6}T^3) \cdot 10^{-2}$$

$$\rho = (1,00154 - 1,34 \cdot 10^{-4}T - 3 \cdot 10^{-6}T^2)$$

1.b - Para a fase dispersa, constituída pelo ar :

$$C_p = (0,239701 + 8 \cdot 10^{-6}T + 7,68766 \cdot 10^{-8}T^2)$$

$$K = (0,058316 + 1,82 \cdot 10^{-4}T - 3,90929 \cdot 10^{-8}T^2) \cdot 10^{-3}$$

e

$$\rho = (0,0028505 + 340,9/(T + 273,15)) \cdot 1,01325 \cdot 10^{-3}$$

Esta última equação para a fase dispersa é apresentada da por MUJUMDAR (53).

As equações para a fase contínua, são válidas para uma faixa de 4 - 140°C, e para a fase dispersa são aplicadas no intervalo de 4 - 425°C. Essas equações são dadas no sistema C.G.S.

2. Programas

Foram utilizados os valores da ASHRAE (48), para o banco de dados dos programas WLS-BAS, WLSA-BAS, TLFS-BAS e TLFSA-BAS.

A seguir são apresentados os programas desenvolvidas em linguagem BASIC, utilizados neste trabalho.

```

10 REM Programa PSI.BAS
20 PRINT"Com os valores de temperatura de bulbo seco (ts),bulbo úmido (tu) e da pressão atmosférica(p),"
30 PRINT"este programa calcula as seguintes propriedades do ar úmido:"
40 REM pwstu,wsu,w,pwsts,wss,gs,ur
50 DEFDBL PWSTU(100),WSU(100),W(100),PWSTS(100),WSS(100),GS(100),UR(100),TS(100),TU(100),TSI(100),TUI(100)
60 DEFDBL GANAS(100),TKTS(100),TKTU(100),GANAU(100),H(100),G(100),NUM(100)
70 N=34
80 DATA 83.84,75.20,83.84,74.30,83.84,73.76,83.84,73.58,83.84,73.40,84.20,73.40,80.60,71.0,70.8,70.0,77.0,68.5
90 DATA 76.1,68,74.3,66,77.9,67.8,81.0,71.2,77.5,68.7,77.3,68.3,77.7,68.5,79.0,70.3,78.6,70.1,76.5,68.7
100 DATA 78.5,70,76.8,70.4,80.5,71,83,74,77,69,74.8,65.5,75,66,79.5,69.8,76,68.5,80,70.5,78.8,69.7,79,69,77.9,69
110 DATA 77,68.7,75.2,68
120 LPRINT:LPRINT:LPRINT:LPRINT
130 LPRINT SPC(10);"PSI.BAS"
140 LPRINT:LPRINT:LPRINT
150 LPRINT
160 FOR I=1 TO N
170 GET TS(I),TU(I)
180 TSI(I)=(5/9)*(TS(I)-32)
190 TUI(I)=(5/9)*(TU(I)-32)
200 NEXT
210 LPRINT:LPRINT:LPRINT
220 E1=3.2437814
230 E2=5.86826*(10**(-3))
240 E3=1.1702379*(10**(-8))
250 E4=2.1878462*(10**(-3))
260 P=1
270 FOR I=1 TO N
280 TKTS(I)=5/9*(TS(I)-32)+273.15
290 TKTU(I)=5/9*(TU(I)-32)+273.15
300 GANAS(I)=647.27-TKTS(I)
310 GANAU(I)=647.27-TKTU(I)
320 H(I)=(E1+E2*GANAS(I)+E3*GANAS(I)**3)/(1+E4*GANAS(I))
330 PWSTS(I)=218.167*(10**(-GANAS(I)*H(I)/TKTS(I)))
340 G(I)=(E1+E2*GANAU(I)+E3*GANAU(I)**3)/(1+E4*GANAU(I))
350 PWSTU(I)=218.167*(10**(-GANAU(I)*G(I)/TKTU(I)))
360 WSS(I)=0.62198*PWSTS(I)/(P-PWSTS(I))
370 WSU(I)=0.62198*PWSTU(I)/(P-PWSTU(I))
380 NUM(I)=(1093-0.556*WU(I))*WSU(I)-0.24*(TS(I)-TU(I))
390 W(I)=NUM(I)/(1093+0.444*TS(I)-TU(I))
400 GS(I)=W(I)/WSS(I)
410 UR(I)=(GS(I)/(1-(1-GS(I))*(PWSTS(I)/P)))*100
420 NEXT
430 LPRINT SPC(4);"ts(°C)";SPC(9);"tu(°C)";SPC(9);"pwsts(atm)";SPC(9);"pwstu(atm)";SPC(9);"wss(Kg/Kg)";SPC(9);"wsu(Kg/Kg)";
440 LPRINT SPC(9);"w(Kg/Kg)";SPC(9);"gs";SPC(9);"ur%"
450 LPRINT
460 FOR I=1 TO N
470 LPRINT ("f11.4,f15.4,f15.4,f19.4,f19.4,f19.4,f19.4,f13.4,f14.4") TS(I);TUI(I);PWSTS(I);PWSTU(I);WSS(I);WSU(I);W(I);
480 LPRINT GS(I);UR(I)
490 NEXT
500 END

```

```

10 CLS
20 REM Programa para calcular TM (°C) e TS (°C), Processo Simultâneo
30 REM Programa WLS.BAS
40 P=1
50 A=102.600
60 RD=0.00104
70 CP=0.24
80 LAMBDA=0.001287
90 ALFA=9.369
100 BETA=9.350
110 AB=3.7462
120 TG=70
130 LPRINT"TG=";TG
140 TL=33.11
150 VB=0.683
160 INPUT"TAU";TAU
170 INPUT"BGT";BGT
180 INPUT"HGT";HGT
190 INPUT"HM";HM
200 INPUT"HGV";HGV
210 B=(LAMBDA*(TG-TL))/(ALFA*TAU)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
220 C=((TG-TL)/(ALFA*TAU))*(LAMBDA+0.6079)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
230 H=(HGV*HM)/(VB)
240 TS=(TL+B)
250 TK=(TS+273.15)
260 RD1=(0.0028505+(340.9)/(TK))*0.00101325
270 TH=(TL+C)
280 CH=(0.0048462)/(TH+273.15)
290 TF=(1.8*TS+32)
300 GET T,CS0,PS0
310 IF TF>T THEN TI=T:CS=CS0:PS=PS0:GOTO 300
320 DELTA=(T-TF)/(T-TI)
330 CS=(CS0-DELTA*(CS0-CS))*RD1
340 PS=(PS0-DELTA*(PS0-PS))/(29.921)
350 RESTORE
360 A1=(CS*TS-CN*TM)
370 BGT1=(BGT*P)/(P-PS)
380 HGTC=HGT*41860
390 HC=(HGT+(RD*CP*PS*BGT)/(TH*CS*(P-PS))*(CS*TS-CN*TM))
400 H=HC*41860
410 QS=H*(TH-TS)*AB*N*0.0001
420 QLS=BGT1*(A1/TH)
430 WLS=QLS*AB*N
440 LPRINT"TAU=";TAU;";
450 LPRINT"TH=";TH;";
460 LPRINT"TS=";TS;";
470 LPRINT"CH=";CH;";
480 LPRINT"CS=";CS;";
490 LPRINT"PS=";PS;";
500 LPRINT"A1=";A1
510 LPRINT"BGT=";BGT;";
520 LPRINT"BGT1=";BGT1;";
530 LPRINT"QLS=";QLS;";
540 LPRINT"WLS=";WLS;";
550 LPRINT"hgtc=";HGTC;";

```

Continuação

```
560 LPRINT "hc=";HC; " ";
570 LPRINT "k=";H; " ";
580 LPRINT "qs=";QS; " ";
590 LPRINT
600 LPRINT
610 DATA 77,0.02016,0.93523,79,0.02158,0.99699,81,0.02310,1.0665,83,0.0271,1.1379,85,0.02642,1.2135,87,0.02824,1.2934
620 DATA 89,0.03017,1.3779,91,0.03223,1.4671,93,0.03441,1.5612,95,0.03673,1.6606,97,0.03920,1.7654,99,0.04182,1.8759
630 DATA 101,0.04460,1.9923,103,0.04756,2.1149,105,0.05070,2.2439,107,0.05404,2.3797,109,0.05758,2.5225,111,0.06135,2.6726
640 DATA 113,0.06536,2.8304,115,0.06962,2.9962,117,0.07415,3.1701,119,0.07897,3.3527,121,0.08410,3.5443,123,0.08955,3.7452
650 DATA 125,0.09537,3.9558,127,0.1016,4.1765,129,0.1082,4.4076,131,0.1152,4.6495,133,0.1227,4.9028,135,0.1300,5.1676
660 DATA 137,0.1393,5.4446,139,0.1465,5.7342,141,0.1584,6.0367,143,0.169,6.3527,145,0.1803,6.6828,147,0.1924,7.0273
670 DATA 149,0.2055,7.3867,151,0.2197,7.7616,153,0.2349,8.1525,155,0.2514,8.5599,157,0.2693,8.9946,159,0.2887,9.4271
680 DATA 161,0.3098,9.8876,163,0.3339,10.367,165,0.3581,10.865,167,0.3858,11.385,169,0.4163,11.925,171,0.4500,12.486
690 DATA 173,0.4875,13.069,175,0.5292,13.675,176,0.5519,13.987,178,0.6016,14.628,180,0.6578,15.294,182,0.7218,15.985
700 DATA 184,0.7953,16.702,186,0.8695,17.446,188,0.9602,18.217,190,1.099,19.017,192,1.241,19.845,194,1.416,20.704
710 DATA 196,1.635,21.594,198,1.917,22.514,200,2.295,23.468
720 END
```

```

10 CLS
20 REM Programa para calcular os seguintes parametros,Processo Superaquecimento:
30 REM TM (°C) e TS (°C)
40 REM BGT1 (CM/S) E BGT2 (CM/S)
50 REM H (W/M2°C) e H1 (W/M2°C)
60 REM QS (WATT) E QSA (WATT)
70 REM WLS (G/S) E WLSA (G/S)
80 REM PROGRAMA WLSA.BAS
90 A=102.600
100 RB=0.00104
110 CP=0.24
120 LAMBDA=0.001289
130 ALFA=9.369
140 BETA=9.350
150 P=1
160 TG=70
170 LPRINT"TG=";TG
180 TL=33.11
190 AB=3.7462
200 VB=0.603
210 L=578.7
220 RB=0.546
230 HL=0.2011
240 INPUT"TAU";TAU
250 INPUT"BGT";BGT
260 INPUT"HGT";HGT
270 INPUT"HM";HM
280 INPUT"HGV";HGV
290 INPUT"qI=";QI
300 D=(LAMBDA)/(ALFA*TAU)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
310 B=(1/(ALFA*TAU))*(LAMBDA+0.6079)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
320 E=(RB*(CP*RB))/(C*TAU*L)
330 N=(HGV*HM)/(VB)
340 TS=(TL-(QI/HL))+((TG-TL)+(QI/HL))*D
350 TR=(TS+273.15)
360 RD1=(0.0028505+(340.9)/(TR))*0.00101325
370 TN=(TL-(QI/HL))+((TG-TL)+(QI/HL))*B
380 CN=(0.0048462)/(TN+273.15)
390 TF=(1.8*TS+32)
400 GET T,CS0,PS0
410 IF TF>T THEN TI=T:CS=CS0:PS=PS0:GOTO 400
420 DELTA=(T-TF)/(T-TI)
430 CS=(CS0-DELTA*(CS0-CS))*RD1
440 PS=(PS0-DELTA*(PS0-PS))/(29.921)
450 RESTORE
460 BGT1=(BGT*P)/(P-PS)
470 BGT2=(BGT1+(E*(TM-TL)*TN)/(CS*TS-CN*TN))
480 QI=L*BGT2*((CS*TS-CN*TN)/TN)
490 IF ABS(QI-QI0)<=0.0001 THEN 520
500 QI=(QI+QI0)/(2)

```


Continuação

```

510 GOTO 300
520 QL=QL1
530 PRINT "q1=";QL
540 HC=(HGT+(RO*CP*PS*BGT)/(TH*CS*(P-PS))*(CS*TS-CN*TH))
550 HC1=(HC+(RO*CP*RB)/(3*TAU)*(TH-TL))/(TH-TS)
560 H=HC*41860
570 H1=HC1*41860
580 HGTC=HGT*41860
590 QLSA=BGT2*(CS*TS-CN*TH)/(TH)
600 QSA=H1*(TH-TS)*AB*H#.0001
610 WLSA=QLSA*AB*H
620 A1=(CS*TS-CN*TH)
630 LPRINT "TAU=";TAU; " ";
640 LPRINT "TS=";TS; " ";
650 LPRINT "TH=";TH; " ";
660 LPRINT "CN=";CN; " ";
670 LPRINT "CS=";CS; " ";
680 LPRINT "PS=";PS; " ";
690 LPRINT "A1=";A1
700 LPRINT "BGT=";BGT; " ";
710 LPRINT "BGT1=";BGT1; " ";
720 LPRINT "BGT2=";BGT2; " ";
730 LPRINT "QL=";QL; " ";
740 LPRINT "QLSA=";QLSA; " ";
750 LPRINT "QSA=";QSA; " ";
760 LPRINT "WLSA=";WLSA
770 LPRINT "HGTC=";HGTC; " ";
780 LPRINT "H=";H; " ";
790 LPRINT "H1=";H1; " ";
800 LPRINT
810 LPRINT
820 DATA 77,0.02016,0.93523,79,0.02158,0.99899,81,0.02310,1.0665,83,0.0271,1.1379,85,0.02642,1.2135,87,0.02824,1.2934
830 DATA 89,0.03017,1.3779,91,0.03223,1.4761,93,0.03441,1.5612,95,0.03673,1.6606,97,0.03920,1.7654,99,0.04182,1.8759
840 DATA 101,0.04460,1.9923,103,0.04756,2.1149,105,0.05070,2.2439,107,0.05404,2.3797,109,0.05758,2.5225,111,0.06135,2.6726
850 DATA 113,0.06536,2.8304,115,0.06962,2.9962,117,0.07415,3.1701,119,0.07897,3.3527,121,0.08410,3.5443,123,0.08955,3.7452
860 DATA 125,0.09537,3.9558,127,0.1016,4.1765,129,0.1082,4.4076,131,0.1152,4.6495,133,0.1227,4.9028,135,0.1300,5.1676
870 DATA 137,0.1393,5.4446,139,0.1485,5.7342,141,0.1584,6.0367,143,0.169,6.3527,145,0.1803,6.6828,147,0.1924,7.0273
880 DATA 149,0.2055,7.2867,151,0.2197,7.7616,153,0.2349,8.1525,155,0.2514,8.5599,157,0.2693,8.9846,159,0.2887,9.4271
890 DATA 161,0.3098,9.8876,163,0.3339,10.367,165,0.3581,10.865,167,0.3858,11.385,169,0.4163,11.925,171,0.4500,12.486
900 DATA 173,0.4875,13.069,175,0.5292,13.675,176,0.5519,13.987,178,0.6016,14.628,180,0.6578,15.294,182,0.7218,15.985
910 DATA 184,0.7953,16.702,186,0.8985,17.446,188,0.9882,18.217,190,1.099,19.017,192,1.241,19.845,194,1.416,20.704
920 DATA 196,1.635,21.594,198,1.917,22.514,200,2.295,23.468
930 END

```

```

10 CLS
20 REM Programa para calcular a temperatura de equilibrio.Processo Simultâneo
30 REM Programa TLFS.BAS
40 RD=0.00104
50 CP=0.24
60 CPH20=1
70 LAMBDA=0.001289
80 ALFA=9.369
90 BETA=9.350
100 P=1
110 TL=33.11
120 TG=70
130 AB=3.7462
140 NT=233717.13
150 ML=105.824
160 INPUT "TAU";TAU
170 LPRINT "TAU=";TAU
180 INPUT "BGT";BGT
190 INPUT "HGT";HGT
200 INPUT "TLF0";TLF0
210 LPRINT "TLF0=";TLF0
220 A=(LAMBDA)/(ALFA*TAU)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
230 B=(1/(ALFA*TAU))*(LAMBDA+0.6079)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
240 TSE=(TL+(TG-TL)*A)
250 TX=(TSE+273.15)
260 RD1=(0.0028505+(340.9)/(TX))*0.00101325
270 TNE=(TL+(TG-TL)*B)
280 CN=(0.0048462)/(TNE+273.15)
290 TF=(1.8*TSE+32)
300 GET T,CS0,PS0
310 IF TF>T THEN TI=T:CSI=CS0:PSI=PS0:GOTO 300
320 DELTA=(T-TF)/(T-TI)
330 CS=(CS0-DELTA*(CS0-CSI))*RD1
340 PS=(PS0-DELTA*(PS0-PSI))/(29.921)
350 RESTORE
360 HCE=(HGT+(RD*CP*PS*BGT)/(TNE*CS*(P-PS)))*(CS*TSE-CN*TNE)
370 Q1=HCE*(TNE-TSE)
380 Q=Q1*AB*TAU
390 QT=NT*Q
400 FOR I=1 TO 12
410 TANG0=(-0.76983172074+0.054806678363*TLF0-0.001309115335*TLF0*TLF0+0.000013211726*TLF0*TLF0*TLF0)
420 QP1=(ML*CPH20*TANG0)
430 QP=(QP1*10)
440 IF QP>QT THEN STOP
450 TLF1=(TLF0+(NT*Q-QP)/(ML*CPH20))

```

Continuação

```

460 LPRINT'TSE=';TSE;' ';
470 LPRINT'TME=';TME;' ';
480 LPRINT'CM=';CM;' ';
490 LPRINT'CS=';CS;' ';
500 LPRINT'PS=';PS;' ';
510 LPRINT'HCE=';HCE
520 LPRINT'Q=';Q;' ';
530 LPRINT'QT=';QT;' ';
540 LPRINT'TANG0;'I-1;'=';TANG0;' ';
550 LPRINT'QP;'I-1;'=';QP;' ';
560 LPRINT'tlf;'I;'=';TLF1
570 TLF0=TLF1
580 LPRINT
590 LPRINT
600 NEXT I
610 LPRINT'A=';A;:LPRINT'B=';B
620 DATA 77,0.02016,0.93523,79,0.02158,0.99899,81,0.02310,1.0665,83,0.0271,1.1379,85,0.02642,1.2135,87,0.02824,1.2934
630 DATA 89,0.03017,1.3779,91,0.03223,1.4671,93,0.03441,1.5612,95,0.03673,1.6606,97,0.03920,1.7654,99,0.04182,1.8759
640 DATA 101,0.04460,1.9923,103,0.04756,2.1149,105,0.05070,2.2439,107,0.05404,2.3797,109,0.05758,2.5225,111,0.06135,2.6726
650 DATA 113,0.06536,2.8304,115,0.06962,2.9962,117,0.07415,3.1701,119,0.07897,3.3527,121,0.08410,3.5443,123,0.08955,3.7452
660 DATA 125,0.09537,3.9558,127,0.1016,4.1765,129,0.1082,4.4076,131,0.1152,4.6495,133,0.1227,4.9028,135,0.1308,5.1676
670 DATA 137,0.1393,5.4446,139,0.1485,5.7342,141,0.1584,6.0367,143,0.169,6.3527,145,0.1803,6.6828,147,0.1924,7.0273
680 DATA 149,0.2055,7.3867,151,0.2197,7.7616,153,0.2349,8.1525,155,0.2514,8.5599,157,0.2693,8.9846,159,0.2887,9.4271
690 DATA 161,0.3098,9.8876,163,0.3339,10.367,165,0.3581,10.865,167,0.3858,11.385,169,0.4163,11.925,171,0.4500,12.486
700 DATA 173,0.4875,13.069,175,0.5292,13.675,176,0.5519,13.987,178,0.6016,14.628,180,0.6578,15.294,182,0.7210,15.985
710 DATA 184,0.7953,16.702,186,0.8805,17.446,188,0.9802,18.217,190,1.099,19.017,192,1.241,19.845,194,1.416,20.704
720 DATA 196,1.635,21.594,198,1.917,22.514,200,2.295,23.468
730 END

```

```

10 DLS
20 REM Programa para calcular a temperatura de equilibrio, Processo Superaquecimento
30 REM Programa TLFA.BAS
40 RO=0.00104
50 CP=0.24
60 CPH2O=1
70 LAMBDA=0.001289
80 ALFA=9.367
90 BETA=9.350
100 P=1
110 TL=33.11
120 TG=70
130 AB=3.7462
140 HT=233717.13
150 HL=105.824
160 L=578.7
170 RB=0.546
180 H.=0.2011
190 INPUT "TAU=";TAU
200 LPRINT "TAU=";TAU
210 INPUT "BGT=";BGT
220 INPUT "HGT=";HGT
230 INPUT "TLF0=";TLF0
240 LPRINT "TLF0=";TLF0
250 INPUT "q1=";QL
260 A=(LAMBDA)/(ALFA*TAU)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
270 B=(1/(ALFA*TAU))*(LAMBDA+0.6079)*(1-1/EXP(BETA*TAU))
280 E=(RO*CP*RB)/(3*TAU*HL)
290 TS=(TL-(QL/HL))+((TG-TL)+(QL/HL))*A
300 TK=(TS+273.15)
310 RO1=(0.0028505+(340.9)/(TK))*0.00101325
320 TH=(TL-(QL/HL))+((TG-TL)+(QL/HL))*B
330 CN=(0.0048462)/(TK+273.15)
340 TF=(1.0*TS+32)
350 GET T,CS0,PS0
360 IF TF>T THEN TI=T:CSI=CS0:PSI=PS0:GOTO 350
370 DELTA=(T-TF)/(T-TI)
380 CS=(CS0-DELTA*(CS0-CSI))*RO1
390 PS=(PS0-DELTA*(PS0-PSI))/(29.921)
400 RESTORE
410 BGT1=(BGT*P)/(P-PS)
420 BGT2=(BGT1+(E*(TH-TL)*TH)/(CS*TS-CN*TH))
430 QL1=L*BGT2*(CS*TS-CN*TH)/TH
440 IF ABS(QL1-QL)<=0.0001 THEN 470
450 QL=(QL1+QL)/(2)
460 GOTO 290
470 QL=QL1
480 PRINT "q1=";QL

```

Continuação

```

490 HC=(HGT+(RO*CP*PS*GGT)/(TM*CS*(P-PS))*(CS*TS-CN*TM))
500 HI=(HC+(RO*CP*RB)/(3*TAU))*(TM-TL)/(TM-TS)
510 QI=HI*(TM-TS)
520 Q=QI*AB*TAU
530 QT=NT*Q
540 FOR I=1 TO 12
550 TANG0=(-0.76983172074+0.054806678363*TLF0-0.001309115335*TLF0*TLF0+0.000013211726*TLF0*TLF0*TLF0)
560 QP1=(ML*CPH20*TANG0)
570 QP=(QP1*I0)
580 IF QP>QT THEN STOP
590 TLF1=(TLF0+(NT*Q-QP)/(ML*CPH20))
600 LPRINT"TS=";TS;" ";
610 LPRINT"TH=";TM;" ";
620 LPRINT"CH=";CM;" ";
630 LPRINT"CS=";CS;" ";
640 LPRINT"PS=";PS;" ";
650 LPRINT"HC=";HC;" ";
660 LPRINT"HI=";HI
670 LPRINT"GGT1=";GGT1;" ";
680 LPRINT"QL=";QL;" ";
690 LPRINT"Q=";Q;" ";
700 LPRINT"QT=";QT;" ";
710 LPRINT"TANG0";I-1;"=";TANG0;" ";
720 LPRINT"QP";I-1;"=";QP;" ";
730 LPRINT"TLF";I;"=";TLF1
740 TLF0=TLF1
750 LPRINT
760 LPRINT
770 NEXT I
780 LPRINT"A=";A;"LPRINT"B=";B;"LPRINT"C=";C
790 DATA 77,0.02016,0.93523,79,0.02158,0.99899,81,0.02310,1.0665,83,0.0271,1.1379,85,0.02642,1.2135,87,0.02824,1.2934
800 DATA 89,0.03017,1.3779,91,0.03223,1.4671,93,0.03441,1.5612,95,0.03673,1.6606,97,0.03920,1.7654,99,0.04182,1.8759
810 DATA 101,0.04460,1.9923,103,0.04756,2.1149,105,0.05070,2.2439,107,0.05404,2.3797,109,0.05758,2.5225,111,0.06135,2.6726
820 DATA 113,0.06536,2.8304,115,0.06962,2.9962,117,0.07415,3.1701,119,0.07897,3.3527,121,0.08410,3.5443,123,0.08955,3.7452
830 DATA 125,0.09537,3.9558,127,0.1016,4.1765,129,0.1082,4.4076,131,0.1152,4.6495,133,0.1227,4.9020,135,0.1308,5.1676
840 DATA 137,0.1393,5.4446,139,0.1485,5.7342,141,0.1584,6.0367,143,0.169,6.3527,145,0.1803,6.6828,147,0.1924,7.0273
850 DATA 149,0.2055,7.3867,151,0.2197,7.7616,153,0.2349,8.1525,155,0.2514,8.5599,157,0.2693,8.9846,159,0.2887,9.4271
860 DATA 161,0.3098,9.8876,163,0.3339,10.367,165,0.3581,10.865,167,0.3858,11.385,169,0.4163,11.925,171,0.4500,12.486
870 DATA 173,0.4875,13.069,175,0.5292,13.675,176,0.5519,13.987,178,0.6016,14.628,180,0.6578,15.294,182,0.7218,15.985
880 DATA 184,0.7953,16.702,186,0.8805,17.446,188,0.9802,18.217,190,1.099,19.017,192,1.241,19.845,194,1.416,20.704
890 DATA 196,1.635,21.594,198,1.917,22.514,200,2.295,23.468
900 END

```

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 - ANDRADE, A.L. Transferência de calor em bolhas superaquecidas. Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, 1985.
- 2 - GAL-OR, B.; KLINEING, G.E.; TAVLARIDES, L.L. Bubble and drop phenomena. Industrial and Engineering Chemistry, 61 (2): 21-34, 1969.
- 3 - SIDEMAN, S. Direct contact heat transfer between immiscible liquids. Advanced in Chem. Eng., 6: 207-286, 1966.
- 4 - DATTA, R.L.; NAPIER, D.H.; NEWITT, D.M. The properties and behaviour of gas bubbles formed at a circular orifice. Trans.Inst.Chem. Engrs., 28: 14-26, 1950.
- 5 - LEVICH, V.G. Physicochemical hydrodynamics. Prentice Hall, 1962.
- 6 - KUMAR, R. & KULLOOR, R. The formation of bubbles and drops. Advanced in Chem.Eng., 8: 255-367, 1970.
- 7 - DAVIDSON, J.F. & HARRISON, D. Fluidised particles. Cambridge University Press, 1963.
- 8 - MARTIN, W.W. & CHANDLER, G.M. The local measurement of the size and velocity of bubbles rising in liquids. Applied Scientific Research, 38: 239-246, 1982.
- 9 - HABERMAN, W.L. & MORTON, R.K. An experimental study of bubbles moving in liquids. Transactions of the American Society of Civil Engineers, 121: 227-250, 1956.

- 10 - STOKES, G.G. On the effect of internal friction of fluids on the motion of pendulums. Trans. Cam. Phil. Soc., 9: 8-106, 1851.
- 11 - HADAMARD, J. Mouvement permanent lent d'une sphere liquide et visqueuse dans un liquide visqueux. Comptes Rendes, 152: 1735, 1911.
- 12 - RYBCZYNSKI, W. Über die fortschreitende bewegung einer flüssiger kugel in einem zähen medium. Bull. Acad. Cracovia, A: 40, 1911.
- 13 - BOUSSINESQ, J. Vitesse de la chute lente devenue uniforme d'une goutte liquide sphérique, dans un fluide visqueux de poids spécifique moindre. Comptes Rendus, 156: 1124, 1913.
- 14 - PAI, Shi-I. Two-phase flows: Vieweg trats in pure and applied physics. 3v. German-West, 1977.
- 15 - HARPER, J.F. & MOORE, D.W. The motion of a spherical liquid drop at high Reynolds number. J. Fluid Mechanics, 22: 367-391, 1968.
- 16 - MILNE-THOMSON, L.M. Theoretical hydrodynamics. 5. ed. New York, MacMillan Company, 1968.
- 17 - MOORE, D.W. The rise of a gas bubble in a viscous liquid. J. Fluid Mechanics, 6: 113-130, 1959.
- 18 - CHAO, B.T. Motion of spherical gas bubbles in a viscous liquid at large Reynolds numbers. The Physics of Fluids, 5 (1): 69-79, 1962.

- 19 - VALENTIN, F.H.H. Absorption in gas liquid dispersions: Some aspects of bubble technology. London, E.&F.N. Spon LTD, 1967.
- 20 - LOCHIEL, A.C. Mass transfer from a single bubbles. Ph.D. Thesis. University Edinburgh, Scotland, 1963.
- 21 - MOORE, D.W. The boundary layer on a spherical gas bubble. J. Fluid Mechanics, 16: 161-176, 1963.
- 22 - LANGMUIR, I. The evaporation of small spheres. Physical Review, 12: 368-370, 1918.
- 23 - LOCHIEL, A.C. & CALDERBANK, P.H. Mass transfer in the continuous phase around axisymmetric bodies of revolution. Chemical Engineering Science, 19: 471-484, 1964.
- 24 - SIDEMAN, S. & SHABTAI, H. Direct-contact heat transfer between a single drop and an immiscible liquid medium. The Canadian Journal of Chemical Engineering: 107-117, 1964.
- 25 - RUCKENSTEIN, E. On mass transfer in the continuous phase from spherical bubbles or drops. Chemical Engineering Science, 19: 131-146, 1964.
- 26 - WASLO, S. & GAL-OR, B. Boundary layer theory of mass and heat transfer in clouds of moving drops, bubbles or solid particles. Chemical Engineering Science, 26: 829-838, 1971.

- 27 - YARON, I. & GAL-OR, B. Convective mass or heat transfer from size-distributed drops, bubbles or solid particles. Int. J. Heat Mass Transfer, 14: 727-737, 1971.
- 28 - CHAO, B.T. Transient heat and mass transfer to a translating droplet. Journal of Heat Transfer, 91: 273-281, 1969.
- 29 - CHAO, B.T. & CHEN, J.L.S. Series solution of unsteady heat or mass transfer to a translating fluid sphere. Int. J. Heat Mass Transfer, 13: 359-367, 1970.
- 30 - KONOPLIV, N. & SPARROW, E.M. Unsteady heat transfer and temperature for stokesian flow about a sphere. Journal of Heat Transfer, 94: 266-272, 1972.
- 31 - BRAUER, H. Unsteady state mass transfer through the interface of spherical particles-I. Int. J. Heat Mass Transfer, 21: 445-453, 1978.
- 32 - BRAUER, H. Unsteady state mass transfer through the interface of spherical particles-II. Int. J. Heat Mass Transfer, 21: 455-465, 1978.
- 33 - KRONIG, R. & BRINK, J.C. On the theory of extraction from falling droplets. Applied Scientific Research, A2: 142-154, 1950.
- 34 - CALDERBANK, P.H. & KORCHINSKI, J.O. Circulation in liquid drops: A heat-transfer study. Chemical Engineering Science, 6: 65-78, 1956.
- 35 - JAKOB, M. Heat transfer. v.1. John Wiley, 1949.

- 36 - SIDEMAN, S. & TAITEL, Y. Direct-contact heat transfer with change of phase: Evaporation of drops in an immiscible liquid medium. Int. J. Heat Mass Transfer, 7:1273-1289, 1964.
- 37 - BOUSSINESQ, M. Calcul du pouvoir refroidissant des courants fluides. J. Math. Pures. Appl., 1: 285, 1905.
- 38 - SELECKI, A. & GRADON, L. Equation of motion of an expanding vapour drop in an immiscible liquid medium. Int. Heat Mass Transfer, 19: 925-929, 1976.
- 39 - MOKHTARZADEH, M.R. & EL-SHIRBINI, A.A. A theoretical analysis of evaporating droplets in an immiscible liquid. Int. J. Heat Mass Transfer, 22: 27-38, 1979.
- 40 - SMITH, R.C.; ROHSENOW, W.M.; KAZIMI, M.S. Volumetric heat-transfer coefficients for direct-contact evaporation. Journal of Heat Transfer, 104: 264-270, 1982.
- 41 - BATTYA, P.; RAGHAVAN, V.R.; SEETHARAMU, K.N. Parametric studies on direct contact evaporation of a drop in an immiscible liquid. Int. J. Heat Mass Transfer, 27: 263-272, 1984.
- 42 - ISENBERG, J. & SIDEMAN, S. Direct contact heat transfer with change of phase: Bubble condensation in immiscible liquids. Int. J. Heat Mass Transfer, 13: 997-1011, 1970.
- 43 - JACOBS, H.R. & MAJOR, B.H. The effect of noncondensable gases on bubble condensation in an immiscible liquid. Journal of Heat Transfer, 104 : 487-492, 1982.

- 44 - CHUNG, J.N. & CHANG, T. A mathematical model of condensation heat and mass transfer to a moving droplet in its own vapor. Journal of Heat Transfer, 106: 417-424, 1984.
- 45 - ANDRADE, A.L. Transferência de calor transiente em processos de borbulhamento. Tese de Mestrado, COPPE/UFRJ, 1972.
- 46 - ASHRAE. Brochure on Psychrometry. New York, ASHRAE Inc., 1977.
- 47 - ASHRAE. Standard methods of measurement of moist air properties. ASHRAE Standard Draft, 1981.
- 48 - ASHRAE. Handbook of fundamentals. New York, ASHRAE Inc., 1977.
- 49 - PERRY, R.H. Chemical engineers' handbook. 5 ed. New York, Mc Graw-Hill, 1973.
- 50 - CALDERBANK, P.H & MOO-YOUNG, M.B. The continuous phase heat and mass transfer properties of dispersions. Chemical Engineering Science, 16: 39-54, 1961.
- 51 - HACKENBERG, C.M. Transferência de calor em processos de borbulhamento. VI Congresso Interamericano de Engenharia Química. Caracas-Venezuela, 1975.
- 52 - VARGAFTIK, N.B. Tables the thermophysical properties of liquids and gases. 2 ed., Wiley, 1975.
- 53 - MUJUMDAR, A.S. Drying of granular materials; lecture notes. Montreal, Department of chemical engineering, Mc Gill University, 1981.

- 54 - ANDRADE, A.L. & HACKENBERG, C.M. Two phase systems:
An analogy os heat and mass transfer in an unsteady
state regime. Lat. Am. J. Heat and Mass Transfer, 9:
59-73, 1985.
- 55 - HACKENBERG, C.M. & ANDRADE, A.L. Transferência de calor
transiente em processos de borbulhamento: Determinação
da temperatura superficial. VI Int. Am. Congress of
Chemical Eng. Caracas-VZ., 1975.
- 56 - HACKENBERG, C.M. Transferência de calor em bolhas. Tese de
Mestrado, COPPE/UF RJ, 1965.