

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: SISTEMAS DE PROCESSOS
QUÍMICOS E INFORMÁTICA**

**TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA EM PROCESSOS DE
BORBULHAMENTO**

Autora: Eliane Martins de Santana ^{n/sa}
Orientador: Alberto Luiz de Andrade †

Tese apresentada à Faculdade de
Engenharia Química como parte
dos requisitos exigidos para
obtenção do título de Doutor

MARÇO/1994
CAMPINAS - SP



Tese defendida e aprovada, em 23 de março de 1994, pela banca examinadora constituída pelos professores:



Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade (orientador)



Prof. Dr. André Gonçalves Antunha



Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira



Prof. Dr. Kamal Abdel Radi Ismail



Prof.ª. Dr.ª. Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Esta versão corresponde à redação final da Tese de Doutorado, defendida por Eliane Martins de Santana, e aprovada pela Comissão Julgadora em 23.03.94.



Prof.^o Dr. Alberto Luiz de Andrade (orientador)

À Ciência e à Você.

AGRADECIMENTOS

Obrigada, JESUS!

Pela nossa vida!

Pela nossa inteligência!

Pela nossa família!

Pelos nossos mestres!

Pelo Vosso Amor!

Aos seres organizadores do Universo, por acreditarem na raça humana;

Aos meus pais, por terem me aceito como filha nesta existência, dando-me a oportunidade de chegar até a este momento de realização;

Aos meus irmãos, pelo carinho;

Aos meus filhos, pela existência, pelo amor e afeto;

Ao professor João Pereira, pela solidariedade, confiança e apoio;

À professora Fátima Lopes, pela amizade e apoio;

À professora Letícia Suñé, pela amizade e carinho;

À professora Arislete Aquino, pela amizade e companheirismo;

À Graça Almeida, por seu grande desempenho profissional;

Ao grupo de terapia, pela ajuda no meu crescimento;

Aos meus amigos, por existirem;

Finalmente, o meu reconhecimento e gratidão ao meu Guia Interior, que sempre me orientou na vida, mostrando-me o quanto é bela e valiosa.

OUTROS AGRADECIMENTOS

Ao Professor Alberto Luiz de Andrade, pelo crédito e orientação;

Ao Departamento de Engenharia Química e ao Curso de Mestrado em Engenharia Química da EPUFBA, à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, CAPES e ao Comité de Fomento das Indústrias de Camaçari, COFIC por promoverem as condições de realização deste curso;

Aos Professores Nádia Viana, Solange Lamêgo, Leila Dias, Maria Isabel, Gozula Reddy, Sérgio Ravagnani, Luiz França, Cid Gesteira, Miguel Fascio, Rogério Vargens, Álvaro Moreno e Luiz Campos;

Aos Engenheiros Paulo Peruna, Antônio Boness, Eduardo Rappel, João Tan, Elmano Castro e Carlos Torres;

Às Técnicas Ana Cláudia e Josenildes;

Às Secretárias Solange e Aldalice;

À André Santos, Artur Villa, Paulo Viana e Rildo Rossi;

Às Empresas DOW QUÍMICA, PRECISA e COPENE;

À equipe do Laboratório de Geotecnia da EPUFBA;

À equipe do NUMEP da EPUFBA;

Agradeço, por terem contribuído na elaboração deste trabalho, apoiando-me, na parte técnica, bibliográfica, laboratorial, montagem e compra de equipamentos, doação e compra de material, secretaria, revisão dos textos, desenhos, fotografias, impressão e tradução.

RESUMO

Um estudo teórico-experimental do processo de absorção por borbulhamento, envolvendo transferência de massa isotérmica e transferência simultânea de calor e massa, é feito a partir de um modelo de bolha esférica estagnada, sem reação química.

As equações resultantes do modelo foram utilizadas para o cálculo de diversas variáveis importantes para o processo, tais como os coeficientes de transferência simultânea de calor e massa internos à bolha, obtidas a partir do conhecimento do comportamento transiente interfacial da concentração e da temperatura.

O problema foi tratado em duas etapas distintas: A primeira, constituída do estudo de uma absorção isotérmica; a segunda, incorporando o efeito da temperatura no processo, mantidos os mesmos componentes.

Foi construído um equipamento que permitiu a obtenção de dados experimentais para o sistema etanol-água, possibilitando uma análise do processo em várias condições de operação.

Técnicas de medidas e algoritmos de cálculos foram propostos de maneira a se obterem resultados consistentes através das equações do modelo.

A influência da temperatura nas taxas de transferência de massa fica explicitamente identificada através dos perfis de concentração e de temperatura da fase contínua obtidas com as equações do modelo, os quais apresentam, experimentalmente, boa concordância com as medidas.

PALAVRAS - CHAVES: Absorção, borbulhamento, bolha, etanol, água, transferência de calor, transferência de massa, transferência simultânea de calor e de massa.

SUMÁRIO	pgs
Nomenclatura	xii
Introdução	1
Apresentação	1
Processos de Borbulhamento	2
Objetivos do Trabalho	4
Capítulo 1 - Análise da Literatura	5
1.1 - Hidrodinâmica das Bolhas	5
1.2 - Transferência de Calor	13
1.3 - Transferência de Massa	17
1.4 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	24
1.5 - Medidas Experimentais	25
Capítulo 2 - Modelagem Matemática	26
2.1 - Introdução	26
2.2 - Transferência de Massa	27
2.2.1 - Concentração na Superfície da Bolha	27
2.2.2 - Perfil Interno de Concentração	33
2.2.3 - Fluxo de Massa	34
2.3 - Transferência de Calor	35
2.3.1 - Temperatura na Superfície da Bolha	35
2.3.2 - Perfil Interno de Temperatura	38
2.3.3 - Fluxo de Calor	39
2.4 - Coeficientes de Transferência de Calor e Massa	40
2.4.1 - Fase Dispersa	40
2.4.2 - Fase Contínua	42
2.5 - Coeficientes e Fluxos Simultâneos de Calor de Massa	43
Capítulo 3 - Equipamentos e Medidas Experimentais	48
3.1 - Introdução	48
3.2 - Descrição da Aparelhagem	49
3.3 - Medidas Efetuadas e Operação do Equipamento	52
3.4 - Métodos de Análise	55
Capítulo 4 - Dados Experimentais	57
4.1 - Introdução	57
4.2 - Reprodutibilidade do Equipamento	58

4.3 - Variação da Concentração com a Altura da Fase Líquida no Borbulhador	58
4.4 - Transferência de Massa	59
4.5 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	61
Capítulo 5 - Metodologia de Cálculo	62
5.1 - Introdução	62
5.2 - Equações para Cálculo dos Perfís de Concentração e Temperatura	63
5.2.1 - Processo de Transferência de Massa Isotérmico	63
5.2.2 - Processo Simultâneo de Transferência de Calor e Massa	64
5.3 - Tempos de Transferência de Calor e/ou Massa da Bolha	65
5.4 - Roteiro de Cálculo	66
5.4.1 - Dados	67
5.4.2 - Propriedades da Fase Dispersa	67
5.4.2.1 - Massa Específica - Ar - Etanol Gasoso	68
5.4.2.2 - Massa Específica - Ar - Etanol Saturado	69
5.4.2.3 - Difusividade Mássica	70
5.4.2.4 - Condutividade Térmica	70
5.4.2.5 - Calor Específico	71
5.4.2.6 - Difusividade Térmica	72
5.4.2.7 - Pressão de Vapor do Etanol no Saturador	72
5.4.2.8 - Pressão Total do Sistema	73
5.4.2.9 - Fração Molar do Etanol	73
5.4.2.10 - Vazões de Ar, do Etanol e Total	73
5.4.2.11 - Massa de Etanol Presente numa Bolha	74
5.4.2.12 - Concentração Inicial de Etanol na Bolha (base gasosa)	75
5.4.2.13 - Concentração Inicial de Etanol na Bolha (base líquida)	75
5.4.3 - Propriedades da Fase Contínua	77
5.4.3.1 - Massa Específica - Etanol - Água	77
5.4.3.2 - Difusividade Mássica	78
5.4.3.3 - Condutividade Térmica	79
5.4.3.4 - Calor Específico	80
5.4.3.5 - Viscosidade	81
5.4.3.6 - Fração Molar	82
5.4.3.7 - Volume da Mistura	83
5.4.3.8 - Coeficiente de Transferência de Massa e de Calor	83
5.4.3.9 - Volume Ocupado pelo Líquido se Considerado um Gás	83
5.4.4 - Outras Propriedades	85
5.4.4.1 - Raio e Volume da Bolha	85
5.4.4.2 - Velocidade de Ascensão	85
5.4.4.3 - Tempo de Residência	86

5.4.4.4 - Frequência das Bolhas	86
5.4.4.5 - Volume da Fase Dispersa no Borbulhador	86
5.4.4.6 - Massa de Líquido no Borbulhador	86
5.4.4.7 - Pressão Média da Coluna de Fluido	86
5.4.4.8 - Calor Perdido para o Ambiente e Calor Real Transferido	87
5.4.4.9 - Entalpia de Mistura	87
5.4.4.10 - Calor Latente de Vaporização	88
5.4.5 - Tempos de Residência e de Transferência	89
5.4.6 - Cálculo da Massa e/ou Calor Transferidos	90
5.4.7 - Cálculo da Temperatura da Fase Líquida	90
5.4.8 - Cálculo da Concentração da Fase Líquida	90
5.4.9 - Resultados	91
5.4.10 - Comparação do Tempo de Modelagem com o Tempo da Corrida	92
5.5 - Resultados	92
Capítulo 6 - Análise de Variáveis do Processo	93
6.1 - Introdução	93
6.2 - Influência de Número de Termos nas Séries das Equações dos Modelos	95
6.3 - Temperatura e Concentração Médias no Interior e na Superfície da Bolha	96
6.4 - Coeficientes de Transferência e as Taxas de Transferência de Calor e Massa	98
Capítulo 7 - Resultados e Conclusões	100
7.1 - Introdução	100
7.2 - Resultados	100
7.2.1 - Transferência de Massa Isotérmica	100
7.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	101
7.3 - Análise dos Resultados	103
7.4 - Conclusões	107
7.5 - Sugestões	108
Bibliografia	110
Anexo I - Resultados Experimentais	116
I.1 - Transferência de Massa Isotérmica	117
I.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	126
Anexo II- Resultados do Modelo	139
II.1 - Tabelas dos Perfís de Concentração e Temperatura	140
II.1.1 - Transferência de Massa Isotérmica	140
II.1.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	150

II.2 - Gráficos dos Perfis de Concentração e Temperatura	162
II.2.1 - Transferência de Massa Isotérmica	162
II.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	164
II.3 - Outros Resultados	173
II.4 - Gráficos Combinados entre Experimentos	176
II.4.1 - Transferência de Massa Isotérmica	176
II.4.1.1 - Variando Vazão	176
II.4.1.2 - Variando Altura	177
II.4.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa	178
II.4.2.1.1 - Variando Temperatura (Temperatura)	178
II.4.2.1.2 - Variando Temperatura (Concentração)	180
II.4.2.2.1 - Variando Vazão (Temperatura)	182
II.4.2.2.2 - Variando Vazão (Concentração)	184
II.4.2.3.1 - Variando Altura (Temperatura)	186
II.4.2.3.2 - Variando Altura (Concentração)	188
Anexo III - Programas	190
III.1 - Processo de Absorção Isotérmico	191
III.1.1 - Nomenclatura	191
III.1.2 - Programa	193
III.2 - Processo Simultâneo de Transferência de Calor e Massa	202
III.2.1 - Nomenclatura	202
III.2.2 - Programa	205

NOMENCLATURA

a	- raio da bolha [cm]
A	- área [cm ²]
A_B	- altura da fases líquida e dispersa no borbulhador [cm]
b_L	- coeficiente de transferência de massa da fase contínua [cm/s]
$b_{\xi\delta}$	- coeficiente de transferência de massa simultâneo [cm/s]
\bar{b}	- coeficiente médio de transferência de massa [cm/s]
B	- segundo coeficiente virial [cm ³ /mol]
C_D	- coeficiente de arraste
C_A	- concentração do componente A [g/cm ³]
C_{A0}	- concentração do componente A, na bolha, na entrada do borbulhador [g/cm ³]
C_{AS}	- concentração do componente A na superfície da bolha [g/cm ³]
C_{ALf}	- concentração do componente A na fase líquida no final de um dado intervalo de tempo [g/cm ³]
C_{ALi}	- concentração do componente A na fase líquida no início de um dado intervalo de tempo [g/cm ³]
\bar{C}	- concentração média na interface [g/cm ³]
\bar{C}_m	- concentração média no volume e no tempo no interior da bolha [g/cm ³]
\bar{C}_s	- concentração média temporal da superfície da bolha [g/cm ³]
cp	- calor específico [cal/g °]
d	- diâmetro [cm]
dt	- intervalo de tempo de integração [s]
D_L	- coeficiente de difusão da fase contínua [cm ² /s]
F	- força de arraste [dina]
\hat{f}_i^l	- fugacidade da fase líquida [mmHg]
\hat{f}_i^v	- fugacidade da fase gasosa [mmHg]
\hat{f}^0	- fugacidade do estado padrão [mmHg]
g	- aceleração da gravidade [cm/s ²]
$h_{\xi\delta}$	- coeficiente de transferência de calor simultâneo [cal/cm ² s °]
h_L	- coeficiente de transferência de calor da fase contínua [cal/cm ² s °]
\bar{h}	- coeficiente médio de transferência de calor [cal/cm ² s °]
H_m	- entalpia de mistura [cal/mol]
K	- condutividade térmica [cal/cm s]
m_{et}	- massa de etanol na bolha [g]
M_L	- massa de líquido no borbulhador [g]
N	- frequência do número de bolhas [s ⁻¹]
n	- número de moles

p	- pressão total [mmHg]
\bar{p}	- pressão média na interface [mmHg]
\bar{p}_B	- pressão média da coluna de fluido [mmHg]
\bar{p}_m	- pressão média no volume e no tempo [mmHg]
\bar{p}_S	- pressão média temporal [mmHg]
PM	- peso molecular
P_c	- pressão crítica [mmHg]
P_S	- pressão efetiva do sistema [mmHg]
P_{TS}	- pressão total do sistema [mmHg]
P_{VS}	- pressão de vapor ou de saturação [mmHg]
P_i^{sat}	- pressão de vapor ou de saturação do componente i [mmHg]
\dot{Q}	- fluxo de calor [$\text{cal}/\text{cm}^2 \text{ s}$]
\dot{Q}_m	- fluxo de calor médio [$\text{cal}/\text{cm}^2 \text{ s}$]
\bar{Q}	- taxa de transferência de calor [cal/s]
Q	- calor transferido por uma bolha [cal]
Q_{pa}	- calor perdido para o ambiente [cal]
Q_{real}	- calor realmente transferido [cal]
$Q_{t dt}$	- calor transferido total no intervalo de tempo de integração [cal]
Q_i	- vazão volumétrica do componente gasoso i [cm^3/s]
Q_R	- vazão volumétrica do ar seco [cm^3/s]
Q_T	- vazão volumétrica total [cm^3/s]
r	- componente radial da bolha [cm]
R	- constante universal dos gases [mmHg $\text{cm}^3/\text{mol } ^\circ$]
v	- velocidade de ascensão da bolha [cm/s]
V	- volume da bolha [cm^3]
V_L	- volume de líquido no borbulhador [cm^3]
V_{gb}	- volume da fase gasosa no borbulhador [cm^3]
t	- tempo [s]
T	- temperatura absoluta [K]
\bar{T}	- temperatura média na interface [K]
T_r	- temperatura reduzida [K]
T_0	- temperatura da bolha, na entrada do borbulhador [K]
T_S	- temperatura na superfície da bolha [K]
T_{Lf}	- temperatura da fase líquida no final de um dado intervalo de tempo [K]
T_{Li}	- temperatura da fase líquida no início de um dado intervalo de tempo [K]
\bar{T}_m	- temperatura média no volume e no tempo no interior da bolha [K]
\bar{T}_S	- temperatura média temporal da superfície [K]
$[T]$	- temperatura de referência [K]
\dot{W}	- fluxo de massa [$\text{g}/\text{cm}^2 \text{ s}$]

\dot{W}_m	- fluxo de massa médio [g/cm ² s]
\overline{W}	- taxa de transferência de massa [g/s]
W	- massa transferida por uma bolha [g]
$W_{t,dt}$	- massa transferida total no intervalo de tempo de integração [g]
w	- percentagem em peso
w_{ac}	- fator acêntrico
x_i	- fração molar do componente i na fase líquida
y_i	- fração molar do componente i na fase gasosa

LETRAS GREGAS

α_c	- $\xi_g \pi^2 / a^2$
α_m	- $\delta_A \pi^2 / a^2$
β_c	- $\alpha_c / (1 + \lambda_c)$
β_m	- $\alpha_m / (1 + \lambda_m)$
δ_A	- difusividade mássica da fase dispersa [cm ² /s]
ϕ_i^v	- coeficiente de fugacidade do componente i na fase vapor
ϕ_i^l	- coeficiente de fugacidade do componente i na fase líquida
ϕ_i^{sat}	- coeficiente de fugacidade do componente i puro na pressão de vapor à temperatura do sistema
γ_i	- coeficiente de atividade do componente i
μ	- viscosidade absoluta [cp]
ν	- viscosidade cinemática [cm ² /s]
ρ	- massa específica [g/cm ³]
τ	- tempo de transferência [s]
ξ	- difusibilidade térmica [cm ² /s]

GRUPOS ADIMENSIONAIS

Re	- número de Reynolds, $U_\infty R / \nu$
N_{Fr}	- número de Prandtl, $cp_L \mu_L / \lambda_L$
N_{Sc}	- número de Schmidt, $\mu_L / \rho_L D_L$
λ_c	- número de Biot para calor modificado, definido por $2K_g / h_L R$
λ_m	- número de Biot para massa modificado, definido por $2\delta_A / b_L R$
F_{om}	- número de Fourier para massa modificado, definido por $\alpha_c t$

-
- F_{oc} - número de Fourier para calor modificado, definido por $\alpha_m t$
 B_m - relação entre os números de Fourier e Biot para massa modificados
 B_c - relação entre os números de Fourier e Biot para calor modificados

SUBSCRITOS

- A, i - componentes
c - calor
cs - calor simultâneo
g - fase gasosa
L - fase líquida
m - massa
ms - massa simultânea
0 - valor inicial
res - residência
S - superfície da bolha

INTRODUÇÃO

Apresentação

A função básica dos equipamentos envolvendo processos, tais como, destilação, absorção, evaporação, umidificação, extração, etc, é a separação entre componentes, obtida com a transferência de um ou mais componentes entre as fases por contato direto entre elas.

Todos estes processos acham-se associados aos fenômenos de transferência de calor e/ou massa. O seu estudo é bastante dificultado pela complexidade de representação dos fenômenos envolvidos, quer eles ocorram no regime permanente, quer no transiente. Essas dificuldades estão associadas tanto em relação ao estudo matemático do problema, como ao experimental.

Normalmente a literatura aborda os fenômenos de transferência de calor ou de massa isoladamente, na maioria das vezes em regime permanente, enquanto o que geralmente se tem são processos onde estes fenômenos ocorrem simultaneamente e em regime transiente.

Apesar dessas dificuldades, é grande o interesse despertado para o estudo da área. Isto se deve basicamente a sua grande aplicabilidade industrial, pois, como já citado inicialmente, são diversas as operações envolvidas. Pode-se dar como exemplo, o caso dos processos envolvendo fermentação aeróbica, onde a transferência de oxigênio é fator limitante e o controle de temperatura da reação é fundamental, já que se está trabalhando com seres vivos, com faixa de temperatura limitada de operacionalidade e sobrevivência. Nestes processos, cada dia em maior número, existem grandes carências na parte de desenvolvimento e controle de equipamentos, sendo que os resultados obtidos num processo de borbulhamento poderão ser de grande utilidade, uma vez que, através de um maior e/ou melhor contato entre as fases líquida e gasosa presentes, tem-se maior eficiência nas transferências de calor e/ou massa.

A determinação dos coeficientes de transferência e das propriedades físicas, das fases dispersa e contínua, bem como o conhecimento do comportamento hidrodinâmico, do tempo de contato entre as duas fases, são algumas das necessidades básicas para que se possam ter estudos satisfatórios em processos bifásicos.

Apesar dos esforços despendidos, ainda não se tem uma compreensão satisfatória dos fatores que governam o processo de contato gás-líquido, principalmente quando se refere à transferência de calor e massa simultânea, o que ocorre na maioria dos processos industriais.

Processo de Borbulhamento

Um processo de borbulhamento envolve duas fases: uma dispersa (gotas ou bolhas) e uma contínua (meio fluido). A fase dispersa estará em contato direto com a fase contínua durante um determinado intervalo de tempo, denominado de tempo de residência, no qual ocorrerá o fenômeno de troca térmica e/ou mássica, entre as fases. Há de se prever que as taxas de troca de calor e/ou massa citadas devem ser função das propriedades destas fases, da superfície de contato entre as mesmas, dos coeficientes de transferência de calor e/ou massa, entre outros.

Num processo de borbulhamento, tem-se, geralmente, ao longo do tempo de contato entre as fases envolvidas, uma variação na hidrodinâmica do sistema provocado, entre outros fatores, pela mudança na geometria das bolhas, bem como na concentração e/ou temperatura de ambas as fases, gerando assim um processo que opera em regime transiente. Este fato dificulta bastante as soluções das equações envolvidas, tanto do ponto de vista teórico quanto experimental, sendo que a bibliografia, embora trate de processos transientes, geralmente o faz de uma forma isolada apresentando resultados ou de transferência de calor ou da transferência de massa

Uma análise deste tipo de processo indica que o mesmo ocorre em inúmeras operações da indústria química, já que as transferências de calor e/ou massa entre as fases líquida e gasosa em operações, tais como destilação, evaporação, fermentação aeróbica, secagem, extração, entre outras, ocorrem entre uma fase dispersa e uma fase contínua que, conforme visto, caracterizam um processo de borbulhamento.

Sideman, 1966, [58] em seus estudos, apresenta três aspectos fundamentais mostrando a superioridade dos chamados evaporadores de contato direto (operam borbulhando um gás quente no líquido a ser evaporado) frente aos evaporadores convencionais (utilizam superfícies metálicas aquecidas):

- Equipamentos de projeto simples e de baixo custo;
- Baixa manutenção devido à ausência, ou redução, de incrustamento nas superfícies metálicas;
- Aumento nas taxas de transferência de calor e/ou massa.

Embora, usualmente, estes equipamentos sejam de construção simples, baixo investimento e baixo custo de manutenção, o seu uso não é muito difundido, como era de se esperar. Isto se deve particularmente à falta de dados experimentais e modelos de simulação disponíveis.

Recentemente, 1992, Guy, Carreau e Paris [20], abordaram a importância de trocadores de calor por contato direto, mostrando muitos aspectos importantes. Eles analisam as trocas de calor e massa entre bolhas e um líquido num sistema de combustão submersa, que consiste na dispersão dos gases de exaustão da queima através de um líquido para aquecimento ou evaporação, comprovadamente com alta eficiência no aquecimento de líquidos industriais. O tempo de aquecimento e a taxa de evaporação do líquido, bem como a eficiência do aquecimento e da evaporação, dependem da cinética do fenômeno de transferência de calor e massa, como também do tempo de residência das bolhas na fase líquida.

A importância dos processos de borbulhamento também foi descrita por Andrade [02,03] e Hackenberg e Andrade [24,25]. São feitos alguns estudos dos fenômenos de transferência envolvidos nos mesmos, abordando aspectos fundamentais a serem levados em conta no seu desenvolvimento e mostrando as dificuldades na obtenção das taxas de transferência de calor e ou massa, tais como:

- análise simultânea da transferência de calor e massa, ou seja, as equações de campo resultantes devem ser resolvidas simultaneamente;
- necessidade do conhecimento das quantidades de calor envolvidas no processo para determinação das quantidades de massa evaporada;
- a variável tempo tem que ser incluída nas equações, visto que o fenômeno de borbulhamento é não estacionário, mesmo após a operação ter atingido o regime permanente;
- ocorrência de mudança na geometria que, além de impossibilitar a representação do fenômeno através de um conjunto de equações axialmente simétricas, provoca alteração na circulação interna com modificações no perfil de velocidade e conseqüente mudança nas taxas de transferência de calor e massa.

Na bibliografia levantada, existe um grande número de estudos teóricos e experimentais, abordando variados aspectos tais como:

- formação de bolhas;
- cálculo do coeficiente de transferência de massa;
- cálculo do coeficiente de transferência de calor.

Esses estudos envolvem, na sua grande parte, comparações com dados experimentais para testes e obtenção de modelos, bem como análise da eficiência e aplicabilidade dos mesmos.

Objetivos do Trabalho

Este trabalho procura, como objetivo principal, descrever um processo de absorção em uma coluna de borbulhamento envolvendo transferência simultânea de calor e massa, através de um estudo teórico-experimental do fenômeno.

Serão relacionados os principais parâmetros necessários à determinação das taxas de absorção de um determinado componente presente na fase dispersa pela fase contínua, através da determinação das quantidades de calor e massa envolvidas no processo.

Para tal, será proposto o uso de um modelo difusivo transiente, estagnado, sem geração, ou seja, admitindo o fluido estagnado dentro de uma bolha, onde a transferência de calor se dá somente por condução e a transferência de massa por difusão, ocorrendo simultaneamente, semelhante a uma esfera sólida, para a obtenção dos perfis de concentração e de temperatura da fase contínua.

Visando atingir a este objetivo, a comprovação do modelo é feita através de um equipamento experimental possibilitou a obtenção de dados experimentais tanto para o fenômeno de transferência de massa isolada - absorção isotérmica - como para o fenômeno simultâneo de transferência de calor e massa.

Esse equipamento é composto basicamente de uma unidade de preparo da fase gasosa, contendo saturadores e aquecedor, e de uma unidade onde a absorção da fase gasosa é processada, além de determinar as quantidades de calor e de massa transferidas para condições específicas de operação. São utilizadas misturas gasosas compostas de etanol e água, com diferentes composições e temperaturas. Ao longo da operação, são medidas as variações da temperatura, composição e altura da fase líquida composta inicialmente de água pura à temperatura ambiente, em intervalos de tempo definidos.

Além das variações na composição e temperatura da fase gasosa, são ainda utilizadas diferentes vazões desta fase, além de diferentes alturas iniciais da fase líquida de borbulhamento.

CAPÍTULO 1 - ANÁLISE DA LITERATURA

1.1 - Hidrodinâmica das Bolhas

Nos processos de borbulhamento, fatores ligados à hidrodinâmica das bolhas tais como forma, dimensões, velocidade de ascensão, perfis de velocidade, forças de arraste, tempo de residência têm influência direta ou indireta nas taxas de transferência, o que leva à necessidade de quantificá-las tanto na fase gasosa, quanto na fase líquida. O conhecimento da hidrodinâmica é extremamente importante no projeto e na operação das colunas de bolhas. Existe uma complexidade no comportamento do movimento das bolhas ou gotas em um meio contínuo, a qual direciona os estudos na área para o uso das mesmas isoladamente, visando uma melhor descrição desse comportamento e características.

Apesar disso, há diferentes resultados e conclusões nos diversos trabalhos na área. Estas dificuldades encontradas no tratamento analítico da hidrodinâmica das bolhas têm levado a inúmeros trabalhos de natureza experimental.

Coppock e Meiklejohn (1951) [13] chamam a atenção para a falta, até aquela data, de experimentos em transferência de massa que dessem respaldo a aplicações industriais. Procurando minimizar esta falha, os autores examinaram alguns dos fatores que influenciam a taxa de transferência de massa de bolhas com um meio líquido, inclusive alguns de caráter hidrodinâmicos. Os resultados são apresentados de maneira a permitir comparações com tipos diferentes de operações envolvendo transferência de massa.

É feita inicialmente, pelos autores [13], uma discussão sobre a utilização do conceito de resistência do filme. Este conceito considera que a resistência à transferência de massa é dependente da espessura do líquido ou do filme do gás na interface gás-líquido, sendo que isto é importante para se conhecer como e quanto, ou qual a extensão de variação da espessura do filme. Na aplicação deste conceito, os resultados serão afetados pela variação na espessura do filme, que irá variar a depender da taxa de movimento relativo entre as bolhas e o líquido.

Um aspecto a ser discutido é a variação do tamanho das bolhas ao longo do percurso no seio do líquido. No caso de bolhas individuais movendo-se livremente para cima de um líquido em repouso, é evidente que o seu volume irá aumentar durante a ascensão, devido à redução da pressão hidrostática. Como consequência, a velocidade das bolhas irá variar em proporção ao tamanho. Se, ao mesmo tempo, transferência de massa passa a existir da bolha para o líquido, o

tamanho das bolhas irá decrescer, sendo que a velocidade e a espessura do filme também sofrerão variações. Se houver troca simultânea de massa entre a bolha e o líquido, haverá uma complicação a mais, o mesmo acontecendo caso haja movimento simultâneo do líquido.

Para a determinação da área interfacial específica, diversos métodos vêm sendo propostos como: métodos físicos (fotográfico, de reflexão e dispersão da luz) e métodos químicos. Sridhar e Potter [60] comparam a aplicabilidade entre os métodos físicos e químicos para a medida da área interfacial num vaso agitado, citando vários estudos feitos por diferentes autores, e comparando também a eficiência entre os métodos físicos e os químicos. Discutem, ainda, a respeito de diferenças obtidas nas medidas entre os métodos citados. Buchholz, Zakrzewski e Schügerl [10] fazem uma revisão dos métodos físicos importantes usados para a obtenção de medidas de área interfacial. Já Schumpe e Deckwer [56] comparam os diversos métodos químicos. Sridhar e Potter [61] usam a técnica de transmissão da luz para medidas da área interfacial num reator gás-líquido agitado e sua variação com velocidade de agitação, velocidade superficial, temperatura, pressão e distribuição da área interfacial.

Outros dados experimentais importantes são a forma e o tamanho das bolhas ou gotas. Aqui também tem-se um grande número de técnicas citadas na bibliografia. Vários autores, entre os quais Levich [36], mostraram que, para diâmetros pequenos, a bolha tem forma esférica, enquanto que, para número de Reynolds elevados, há uma distorção desse formato. A dimensão da bolha e/ou gotas, é dependente, entre outros fatores, das propriedades físicas do gás e do líquido, do diâmetro do orifício onde é gerado, da tensão interfacial gás-líquido ou líquido-líquido e da taxa volumétrica do escoamento do gás através do orifício, no caso de bolhas.

Antoniadis, Mantzavinos e Stamatoudis [04] estudaram experimentalmente a formação de bolhas numa placa de orifícios submersa em vários volumes de líquidos. Os diâmetros dos orifícios usados foram de 0.115, 0.21, 0.325 e 0.435 cm e os diâmetros dos tubos usados para a coluna de borbulhamento foram 3.4, 4.94, 7.3 e 9.9 cm. A vazão volumétrica do gás abrange uma faixa de 0.73 a 56.5 cm³/s e o volume de água de 245 a 7358 cm³. Foi encontrado como resultado que, para diâmetro de orifícios de 0.115 cm, na região de formação e desprendimento das bolhas, o número das bolhas agrupadas aumenta com o volume de líquido e com o diâmetro do tubo onde o mesmo está contido. Para os outros diâmetros de orifício, o número de bolhas é influenciado pelo volume da água e independe do diâmetro do tubo. A frequência de formação decresce com o aumento do diâmetro do orifício e com o volume do líquido. Perdas no sentido da não formação de bolhas ocorreram somente para os dois orifícios mais largos para volumes de líquido moderadamente pequenos e para baixas taxas de fluxo. Estas perdas não ocorrem quando o diâmetro é de 0.115 e de 0.21 cm.

Assim os autores concluem: o volume de líquido no borbulhador, e o diâmetro do mesmo têm um papel significativo na formação das bolhas num processo de borbulhamento. Considerando D e d o diâmetro do borbulhador e do orifício respectivamente, em geral para faixas experimentais de $D/d < 30$ o efeito de D é insignificante, enquanto que para altos valores de D/d , o valor de D torna-se importante.

Andrade em [02] usa método fotográfico para determinar o diâmetro de uma bolha, enquanto que em [03] utiliza a equação,

$$V = 1.138 \frac{G^{6/5}}{g^{3/5}}$$

que é baseada em uma teoria de formação de bolha em líquido invíscido, apresentado por Davidson e Harrison [14], onde V é o volume de uma bolha, G é a vazão volumétrica por cada orifício, e g a aceleração normal da gravidade, sendo o valor 1.138 uma constante quando V , G e g encontrarem-se no sistema de unidades C.G.S.

Andrade [03] compara essa equação com dados experimentais obtidos através de método fotográfico, considerando satisfatórias as diferenças obtidas, confirmando assim, o que é citado em [14], onde diversos pesquisadores também comprovam experimentalmente a eficácia da equação, que se pretende usar no desenvolvimento do presente trabalho.

Azzopardi [05] faz um amplo estudo dos métodos existentes, para medida do tamanho de bolhas, gotas e partículas sólidas, incluindo no estudo a seleção de um método para uso específico, apresentando a teoria dos diversos métodos gerais, inclusive suas subdivisões. Os métodos gerais apresentados são:

- fotográficos;
- de impacto;
- térmicos;
- elétricos;
- óticos;
- tempo de residência;
- indireto por meio de velocidade.

O trabalho é concluído com uma ampla tabela, com todos os métodos, suas vantagens e desvantagens, se são desejados valores médios ou distribuição, o tipo de média ou distribuição (espacial ou temporal), faixa de tamanho e referência, entre outros dados numéricos.

Uma outra medida experimental necessária para o cálculo dos coeficientes de transferência desejados, é a velocidade das partículas, isto é, gotas ou bolhas. Semiat e Dukler [57] apresentam um novo método ótico para medidas simultâneas de tamanho e velocidade de gotas e bolhas que, segundo os autores, supera as deficiências dos métodos individuais de tamanho ou velocidade que são de baixa confiabilidade estatística, permitindo medidas seguras simultâneas do tamanho e da velocidade bidimensional da fase dispersa.

Recentemente, 1992, Mudde, Bakker e Akker [43] utilizaram técnicas de análise de ruído, baseado na transmissão de raio laser, para determinar o diâmetro e os perfis de velocidade das bolhas e o perfil do gás "holdup" numa coluna de borbulhamento. Os fluidos utilizados foram ar como fase gasosa a várias velocidades, e água estagnada como fase líquida. A coluna de bolhas é um tubo de 50 mm de diâmetro interno e 5 m de altura e o gás "holdup" uma faixa de 2% a 12%.

A técnica utilizada consiste na emissão de dois raios de "laser" paralelos, sendo que enquanto um deles atravessa a coluna de borbulhamento sofrendo interferências causadas pelo fluido, o outro passa diretamente pelo ar. As medidas são obtidas através da comparação entre o raio que passou direto (branco) e o outro com ruídos gerados pelas perturbações dentro da coluna, ou seja, pelas bolhas. Os resultados obtidos são comparados, pelos autores, a outros trabalhos onde técnicas diversas foram utilizadas entre elas a filmagem em vídeo.

Informação na distribuição radial de propriedades das bolhas tais como tamanho, velocidade e "holdup", e a velocidade local do líquido num sistema gás líquido em fluxo ascendente co-corrente, são dados por Yu e Kim [70]. Os experimentos são realizados numa coluna de 0.254 m de diâmetro interno e 2.5 m de altura com água e ar sendo injetados na base. Foram usados, como instrumentos de medida, sondas de condutividade térmica e de fibras óticas em forma de U, instaladas no leito do fluido. Os sinais emitidos eram enviados para um micro computador através de um conversor analógico/digital.

Os autores [70] concluem: os valores locais do "holdup" da fase gasosa, a amplitude e a velocidade das bolhas decrescem com o aumento da direção radial sendo bem representados por uma equação parabólica; ambos, a amplitude e a velocidade de ascensão das bolhas, aumentam significativamente na região de transição do fluxo do borbulhamento para o regime de fluxo turbulento.

Neste trabalho, para a determinação da velocidade de ascensão das bolhas, pretende-se usar a metodologia empregada por Andrade [02,03], ou seja a relação:

$$v = 0.71\sqrt{gd}$$

de Davies e Taylor [14], onde v é a velocidade de ascensão da bolha, g é a aceleração da gravidade, e d o diâmetro equivalente a uma esfera de igual volume sendo o valor 0.71 uma constante quando v , g e d encontrarem-se no sistema de unidades C.G.S.

Yao e Zheng [69] apresentam inúmeros resultados experimentais referentes à estrutura do fluxo numa coluna de bolha, incluindo as componentes radial e axial da velocidade das bolhas, a componente axial da velocidade do líquido e sua flutuação, e a distribuição radial do gás "holdup". Os experimentos foram realizados numa coluna de 0.29 m de diâmetro interno e 4.5 m de altura. Água deionizada e ar foram usados como fase líquida e fase gasosa respectivamente. Os instrumentos de medida usados foram uma micro sonda de condutividade elétrica acoplada a um computador, para medir o tamanho e a velocidade de ascensão da bolha, bem como o gás holdup; uma técnica com ultra som para medir as duas componentes da velocidade das bolhas e o seu espectro nas direções axial e radial; um anemômetro de filme quente também acoplado a um computador para determinar a velocidade do líquido e sua flutuação.

Os autores [69] concluem:

- o diâmetro médio das bolhas podem ser considerados uniformes, exceto na região próxima da parede da coluna;
- a velocidade superficial do gás tem um leve efeito no tamanho da bolha;
- em níveis mais baixos na coluna líquida, o diâmetro das bolhas é menor que em níveis mais altos;
- a velocidade superficial do gás tem um forte efeito no perfil de velocidade das bolhas. Para valores mais baixos da velocidade superficial do gás, a componente axial da velocidade da bolha apresenta uma distribuição radial uniforme enquanto que, para valores mais altos, há um aumento significativo na componente axial da velocidade ao longo da direção radial;
- para fluxos em regime laminar, as bolhas movem-se unicamente na direção vertical, enquanto que, em regime turbulento, as bolhas não somente movimentam-se na direção axial como também migram para o centro da coluna;
- é evidente a influência da velocidade superficial do gás e da posição radial no espectro de velocidade da bolha, porém, na forma do espectro, não há mudanças significativas ao longo da direção do fluxo;

- a baixas velocidades superficiais do gás, a distribuição radial do gás "holdup" é bastante uniforme, porém, a altas velocidades há um aumento e variação significativos no gás "holdup" ao longo da direção radial, causado pela migração das bolhas da direção do centro da coluna;
- o fluxo ascendente do líquido ocorre na região central da coluna de borbulhamento e o descendente na região anular próximo à parede, sendo que a camada limite entre estes fluxos situa-se em $r/R \cong 0.7$, que é o ponto onde ocorre o valor máximo da flutuação da componente axial da velocidade do líquido;
- os dados experimentais são confiáveis baseados no balanço de massa feito;
- o perfil radial da velocidade de deslizamento da bolha não é uniforme.

Os estudos teóricos encontrados na bibliografia abordando hidrodinâmica de bolhas e gotas, no que se refere à força de arraste são amplos. Os primeiros estudos teóricos realizados aplicados para pequenas bolhas de gás em um meio infinito, isto é, a baixos números de Reynolds, detectaram um comportamento semelhante aos de esferas rígidas. Em 1850, Stokes [63], usando estas condições em fluidos newtonianos, determinou a força de arraste para uma esfera rígida deslocando-se em um meio infinito, como:

$$F = 6 \pi \mu_L a U_\infty$$

onde, μ_L representa a viscosidade dinâmica do meio líquido, a o raio da bolha e U_∞ a velocidade de deslocamento, que passou a ser conhecida como Equação de Stokes, sendo o coeficiente de arraste para $Re < 1$, dado por:

$$C_D = \frac{24}{Re}$$

onde,

$$Re = \frac{U_\infty a}{\nu}$$

sendo ν a viscosidade cinemática da fase contínua.

Para esferas fluidas, Hadamard [26] e Rybczinski [53], independentemente, obtiveram o mesmo resultado para a força de arraste, na região de Stokes ($Re < 1$):

$$F = 6 \pi \mu_L a U_{\infty} \frac{2\mu_L + 3\mu_g}{3\mu_L + 3\mu_g}$$

onde μ_g representa a viscosidade dinâmica do fluido no interior da esfera. Os autores consideraram iguais as componentes normal e tangencial da velocidade e as tensões de cisalhamento em ambos os lados da interface.

Neste caso, o coeficiente de arraste pode ser dado por:

$$C_D = \frac{24}{Re} \frac{2\mu_L + 3\mu_g}{3\mu_L + 3\mu_g}$$

sendo que, para casos onde $\mu_L \gg \mu_g$, o coeficiente de arraste torna-se igual a:

$$C_D = \frac{16}{Re}$$

Posteriormente Boussinesq [07], incluindo variações nas tensões interfaciais causadas pelo movimento das bolhas e tensões superficiais, chegou à seguinte equação para forças de arraste:

$$F = 6 \pi \mu_L a U_{\infty} \frac{\mu_s + a(2\mu_L + 3\mu_g)}{\mu_s + 3a(\mu_L + \mu_g)}$$

onde μ_s representa o coeficiente de viscosidade superficial causado pela presença de materiais ativos na superfície da bolha. Pai [45] e Levich [36] citam que grandes quantidades de impurezas na superfície da bolha causam este efeito e a circulação no seu interior tende a não existir, passando assim a ter um comportamento de esfera rígida. O coeficiente de arraste, na região de Stokes, para este caso tem a forma:

$$C_D = \frac{24}{Re} \frac{\mu_s + a(2\mu_L + 3\mu_g)}{\mu_s + 3a(\mu_L + \mu_g)}$$

Comparando as equações de arraste de Stokes e de Hadamard-Rybczinski, com a de Boussinesq, podemos concluir que os primeiros são casos limites destes últimos para grandes valores de a ou pequenos valores de μ_s .

Complementando, vários autores estudaram escoamento com elevado número de Reynolds. Normalmente, o que se considera é um escoamento potencial externo para as regiões suficientemente afastadas da superfície e a existência de três regiões distintas [27] para o escoamento interno: uma mais interna descrita pelos vórtices de Hill [39], outra da camada limite próxima à superfície e uma de separação da camada limite.

Levich [36,37] usou o conceito de camada limite para uma bolha, quando resolveu simultaneamente as equações da continuidade e do movimento para o deslocamento de uma bolha em um meio líquido sob a influência da gravidade, considerando a tensão de cisalhamento na interface zero, ou extremamente pequena, obtendo para o coeficiente de arraste a equação:

$$C_D = \frac{48}{Re}$$

Ainda para altos números de Reynolds, porém para líquidos viscosos, Moore [41] sugerindo que a força de arraste pode ser calculada a partir das tensões viscosas normais do escoamento irrotacional, obteve para o coeficiente de arraste

$$C_D = \frac{32}{Re}$$

e Chao [12] considerando a tensão tangencial obteve:

$$C_D = \frac{32}{Re} \left(1 + 2 \frac{\mu_g}{\mu_L} - 0.314 \frac{1 + 4\mu_g / \mu_L}{Re^{1/2}} \right)$$

Esse resultado foi contestado por Moore [42] e posteriormente por Lochiel e Calderbank [38], por ter sido verificado incorreção nas condições de contorno para a tensão de cisalhamento na interface.

Posteriormente Winnikow e Chao [68] verificaram experimentalmente essa equação em faixa de Reynolds de 138 a 971, encontrando resultados sempre superiores aos da equação, sendo justificados por serem decorrentes da existência da separação da camada limite, o que era previsto pelo modelo teórico.

Complementando este estudo para regimes transientes, haja vista que até então só tinham sido tratados movimentos no regime permanente, Basset [06], realizou os primeiros estudos para baixos números de Reynolds em uma partícula esférica rígida em movimento através de um fluido estagnado.

Para elevados números de Reynolds, Odar e Hamilton [44], determinaram a força de arraste em uma esfera sólida deslocando-se em linha reta, mantendo basicamente a fórmula para baixo Reynolds, introduzindo fatores de correção que levaram em conta os efeitos inerciais.

Hackenberg [22] considerando uma bolha como uma partícula de fluido invíscido, ou seja, o efeito da viscosidade da fase contínua maior que o da fase gasosa, mostra que a resistência transiente exercida pela fase contínua é:

$$C_D(t) = C_D \left[1 + 2 e^{9\tau} \operatorname{erfc}(3\sqrt{\tau}) \right]$$

sendo $C_D = 16/Re$ o coeficiente de arraste usual para regime estacionário, onde Re é uma função do tempo e $\tau = vt/a^2$ um tempo adimensional da fase contínua.

A partir desse conjunto de trabalhos analisados, pode-se perceber o empenho de inúmeras equipes de pesquisas realizando estudos teóricos e/ou experimentais nesta área devido à necessidade do conhecimento de importantes parâmetros de projeto bem como definições de critérios para formulação de comportamento interno e externo das bolhas e gotas para que modelos adequadamente definidos sejam usados na determinação das taxas de transferência necessárias.

1.2 - Transferência de Calor

Nos estudos da transferência de calor e da transferência de massa nos processos envolvendo gotas ou bolhas, são de vital importância os comportamentos interno e externo dos fluidos. Por envolver sempre uma interface, porém, o conhecimento das variáveis interfaciais é de fundamental importância para a caracterização do fenômeno. Indubitavelmente, tanto a temperatura como a concentração na superfície constituem-se em importantes variáveis relacionadas com sistemas envolvendo gotas e bolhas, pois, a partir delas, podem ser estabelecidos os valores das resistências interna e externa e, conseqüentemente, obtidos os fluxos.

Entretanto, como é sabido, são inúmeras as dificuldades encontradas para a determinação do comportamento interfacial, seja do ponto de vista teórico, através de equações, ou experimental. Para contornar este problema, normalmente se faz uso de várias condições simplificadoras, como, por exemplo, no caso de transferência de massa, a suposição da existência de condições de equilíbrio na interface.

Elzinga e Banchemo [17] apresentam, numa abordagem para transferência de calor em gotas e bolhas, considerando a temperatura da interface constante, três modelos que procuram caracterizar este comportamento:

1º) Misturado - o gás dentro da bolha é considerado completamente misturado, não havendo portanto gradiente térmico em seu interior, e a resistência interna é nula, resultando a seguinte expressão para o perfil da temperatura:

$$\ln \frac{T_{\infty} - T}{T_{\infty} - T_0} = - \frac{h_L A_d t}{Cp_d V_d \rho_d}$$

onde T_{∞} é a temperatura da fase líquida, T_0 a temperatura inicial da gota, T a temperatura para $t > 0$, h_L o coeficiente de transferência de calor convectivo para a fase contínua e A_d , Cp_d , ρ_d e V_d a área, o calor específico, a massa específica e o volume da fase dispersa, respectivamente.

2º) Circulante - o gás dentro da bolha circula devido ao arraste viscoso sobre a superfície, existindo assim um perfil interno de velocidade. Usando o perfil interno de velocidade proposto por Hadamard [26] e Kronik e Brink [34], o perfil interno de temperatura para o caso de resistência externa nula, fica:

$$\frac{T_{\infty} - \bar{T}}{T_{\infty} - T_s} = (3/8) \sum_{n=1}^{\infty} A_n^2 \exp\left(-B_n \frac{16\alpha_d t}{a^2}\right)$$

sendo T_s a temperatura da superfície, \bar{T} a temperatura média do volume, α_d a difusividade da fase dispersa e a o raio da gota.

3º) Estagnado - o gás dentro da bolha é considerado completamente parado e só há transferência de calor por condução, conseqüentemente, o perfil interno de temperatura é idêntico ao de uma esfera sólida, conforme mostrado por Jakob [31]. Para esse modelo, a temperatura média da gota é:

$$\frac{T_{\infty} - \bar{T}}{T_{\infty} - T_s} = 6 \sum_{n=1}^{\infty} C_n \exp\left(-D_n^2 \frac{\alpha_d t}{a^2}\right)$$

sendo A_n , B_n , C_n e D_n , fornecidos por Elzinga e Banchemo em [17], uma função do adimensional $2h_L a / K_d$, onde K_d é a condutividade térmica da fase dispersa.

Deckwer [15] faz uso de reatores de coluna de bolhas para reações altamente exotérmicas na fase líquida, onde a transferência de calor na dispersão gás/líquido nas placas e espirais submersas influencia consideravelmente na performance do reator. O autor, a partir da combinação de dois modelos, um de renovação da superfície de transferência de massa e outra da turbulência isentrópica, obtém uma equação derivada que prediz a dependência do coeficiente de transferência de calor com seis parâmetros que afetam a transferência de calor. Os

resultados da equação, quando comparados com os dados experimentais disponíveis cobrindo uma faixa de $6 \leq Pr \leq 1000$, mostram uma concordância muito boa.

Hikita e outros [28] apresentam uma correlação adimensional para o coeficiente de transferência de calor na investigação do efeito das propriedades físicas da fase líquida na taxa de transferência de calor entre a parede da coluna e o líquido areado. Os autores realizam uma série de experimentos utilizando ar em alta velocidade como fase gasosa, admitido na coluna através de um difusor de um único orifício e como fase líquida, vários líquidos com diferentes propriedades físicas. Conforme os autores, o desvio médio encontrado entre os resultados analisados foi de 3.9%.

Sideman [58] faz um estudo amplo baseado num grande número de referências bibliográficas, onde aborda diversos aspectos envolvendo transferência de calor, incluindo tópicos tais como:

- equações baseadas em similaridade;
- transferência de calor em gotas num campo de temperatura constante, considerando os modelos apresentados por Elzinga e Banchemo [17];
- transferência de calor em gotas em campo de temperatura variando continuamente, abordando estudo de troca de calor considerando uma gota isolada dentro de uma coluna de "spray" em contra corrente e co-corrente;
 - transferência de calor para gotas e bolhas com mudança de fase simultânea, abordando evaporação de gotas e condensação de bolhas em meio líquido imiscível;
- influência do diâmetro da gota no coeficiente de transferência de calor, entre outros.

Andrade [02,03] aborda a transferência de calor com e sem mudança de fase, com uma revisão bibliográfica ampla, além de obter dados experimentais visando testar um modelo difusivo transiente. Na parte experimental, o autor utiliza o ar a diferentes temperaturas como fase gasosa e água como fase líquida. É medida a variação da temperatura da fase líquida e a quantidade de líquido evaporado com o tempo de borbulhamento, quando obtêm uma boa concordância com o modelo proposto.

Queiroz e Hackenberg [47] apresentam um estudo teórico da influência dos valores iniciais da temperatura e da concentração do gás em evaporadores por contato direto operando em semi batelada e em regime estacionário. O comportamento dinâmico da unidade de evaporação é obtido pelos autores através dos balanços globais de massa e energia, sendo os gases supostos imiscíveis na fase contínua, o arraste é desprezado e a temperatura da fase contínua considerada uniforme. Na parte experimental, utilizam como fase gasosa ar seco, gás oriundo da combustão do GLP - gás liquefeito do petróleo - com e sem água a várias temperaturas, numa faixa de 350 a 600 K para o ar seco e de 400 a 1400 K para os outros dois.

A simulação feita pelos autores [47] considera o sistema de distribuição dos gases adiabática e não - adiabática para o ar seco e o de combustão sem água. Os resultados mostram que, dentro dos limites usados, a concentração inicial não tem influência marcante e que o uso do sistema de distribuição não - adiabática minimiza os erros quando a temperatura dos gases aumenta.

Souza [59] também aborda a questão da transferência de calor e da transferência de massa ocorrendo simultaneamente num processo de evaporação com e sem super aquecimento, fazendo um estudo semelhante a [03] onde mede a quantidade de líquido evaporado em função do tempo e da temperatura.

Hackenberg e Andrade [24], determinam o perfil de temperatura para o interior da fase dispersa, bem como a temperatura da superfície de uma bolha esférica, $T_s(t)$, cuja equação é:

$$T_s(t) = T_L + \frac{\lambda_c \Delta T}{1 + \lambda_c} e^{-\beta_c t}$$

onde,

$$\Delta T = T_g - T_L, \quad \beta_c = \alpha_c / (1 + \lambda_c), \quad \alpha_c = \xi_g \pi^2 / a^2, \quad \lambda_c = 2K_g / h_L a$$

sendo, T_L a temperatura da fase contínua, T_g a temperatura inicial da bolha, h_L o coeficiente de transferência de calor da fase contínua, ξ_g e K_g a difusividade e a condutividade térmica da fase dispersa, respectivamente.

O conhecimento da temperatura da superfície possibilita a definição do coeficiente de transferência de calor da fase contínua, bem como, de coeficiente interno à bolha. Para chegarem à obtenção desta temperatura, os autores consideraram um modelo de bolha estagnado, sem geração, onde a temperatura T da fase dispersa satisfaz a equação da difusão:

$$\nabla^2 T - \frac{1}{\xi_g} \frac{\partial T}{\partial t} = 0$$

O presente trabalho abordará este mesmo modelo, porém, simultaneamente, calor e massa. A fase gasosa será constituída de uma mistura composta com ar e etanol a diferentes temperaturas e concentrações, sendo a fase líquida composta inicialmente de água. Variação da temperatura e da concentração da fase líquida com o tempo de borbulhamento serão medidas e comparadas com as calculadas no modelo proposto.

1.3 - Transferência de Massa

A quase totalidade dos trabalhos publicados na área de transferência de massa envolvem os coeficientes de transferência de massa na fase líquida, principalmente devido às dificuldades de obterem-se dados experimentais da fase dispersa, bem como da interface, conforme já comentado.

Em 1987, Keitel e Onken [33] fazem uma avaliação da literatura dos métodos e seus resultados usados por vários autores na determinação do coeficiente de transferência de massa em dispersões gás-líquido, visando conhecer a precisão dos mesmos. Foram analisados métodos estacionários e dinâmicos, sendo que os autores detectaram, nos resultados, grandes desvios que não podem ser atribuídos ou explicados por diferença de valores nas propriedades do sistema envolvido. Os autores dividem em dois grupos de erros possíveis, os erros originados por dados experimentais incorretos e os erros causados por simplificações e aproximações dos modelos cujas avaliações são baseadas em dados experimentais.

Diversos são os métodos encontrados na literatura para determinar estes coeficientes, sendo que normalmente utilizam-se:

- a teoria da camada limite
- análise dimensional;
- analogia entre os fenômenos de transferência de quantidade de movimento, calor e massa.

Coppock e Meiklejohn [13] analisam as simplificações necessárias para tornar possível o tratamento matemático da transferência de massa em bolhas. Primeiro, só consideram transferência de massa em uma única direção, da bolha para o líquido. Segundo, para líquidos pouco profundos, o volume das bolhas pode ser considerado constante, visto que o efeito do decréscimo da pressão hidrostática e a perda de gás por transferência de massa opõem-se, e ambos os efeitos serão muito pequenos. Isto resulta que, com volume constante, a velocidade de subida e a espessura do filme podem também ser consideradas como constantes.

Hughes e Gilliland [30] estudam a influência da resistência interna à transferência de massa em gotas de água deslocando-se através do dióxido de carbono gasoso puro. Segundo os autores, estudos existentes até então mostram que o movimento interno nas gotas poderia ser causado por:

- oscilação iniciada na formação da gota;
- oscilação causada pelo turbulência na fase gasosa, ou algum outro efeito de arraste;

- circulação induzida pela fricção na superfície, que é aparentemente impedida pelas forças de superfície para gotas pequenas.

Os autores [30] registram, ainda, que o movimento pode também ser resultado da convecção livre dentro da gota quando ocorre transferência de calor ou massa. É estudada a resistência interna à transferência de massa em gotas isoladas, quando calculam o coeficiente de transferência de massa e difusividade turbilhonar efetiva. Para tal, montaram um equipamento onde gotas são lançadas individualmente num meio gasoso considerado estagnado, num intervalo de tempo regular, com os cuidados necessários para que a resistência no lado do gás (ou seja, na parte externa) seja desprezível. Como conclusão deste trabalho, para a absorção de CO_2 em água tem-se:

- a 25° C, 25% da absorção ocorre na formação e o restante na queda da gota;
- quando a temperatura é aumentada, a taxa de absorção durante a formação aumenta, mas decresce durante a queda;
- a taxa de absorção durante a formação e a queda aumenta com a redução do tamanho das gotas.

Sabe-se que o maior obstáculo à transferência de oxigênio num processo de fermentação aeróbica é a dissolução do oxigênio gasoso na fase líquida. Deindoerfer e Humphrey [16] propõem um modelo para a obtenção do coeficiente de transferência de massa a partir da dados de avaliação do volume, da área superficial e altura da bolha com o tempo durante a ascensão. As medidas são feitas por fotografias, com a utilização de flash-sincronizado para detonar uma lâmpada estroboscópica de alta intensidade. Eles reportam que o período imediatamente após o desprendimento da bolha é o tempo mais importante na transferência de massa de uma bolha elevando-se num líquido, além de que os fatores dependentes dos tempos são importantes da transferência de massa.

Ruckenstein [51] propõe uma equação para o coeficiente de transferência de massa da fase contínua de uma única bolha ou gota esférica, válida para todas as faixas de valores da relação u_o/U , sendo u_o a velocidade na fase contínua da interface em relação ao centro da bolha para $\theta = \pi/2$ e U a velocidade da bolha: investiga, em alguns casos, o efeito que a presença de um grupo de bolhas ou gotas provocam no coeficiente de transferência de massa na fase contínua. O autor, no seu trabalho, faz um amplo levantamento bibliográfico sobre o assunto, discutindo inúmeros modelos propostos aplicáveis nos dois casos em estudo.

Na primeira parte do estudo, ou seja, a transferência de massa de uma única bolha ou gota esférica, o autor parte da equação da difusão convectiva analisando-a para $Re \ll 1$ e $Re \gg 1$. Já no caso de grupo de bolhas, os modelos analisados são sempre empíricos tanto para $Re \ll 1$

quanto para $Re \gg 1$. Este trabalho mostra bem as dificuldades matemáticas envolvidas nos processos de transferência de massa, bem como o grande interesse por pesquisadores na área. Posteriormente, em [52], o mesmo autor estuda a dependência do tempo nas equações difusivas-convectivas para transferência de massa entre a gota e a fase contínua para pequenos Reynolds e para casos de escoamento potencial.

Gestrich, Esenwein e Krauss [18] realizam um amplo levantamento bibliográfico sobre o coeficiente de transferência de massa na fase líquida em uma coluna de borbulhamento. Os autores utilizam os parâmetros otimizados e 135 medidas de sete grupos diferentes de pesquisadores para encontrar correlações de transferência de massa da fase líquida. Os resultados por eles obtidos têm um desvio padrão de $\pm 5.3 \cdot 10^{-3}$ cm/s correspondendo a $\pm 20\%$ do coeficiente médio.

Tamir e Merchuk [64] estudaram o efeito da difusividade sobre o coeficiente de transferência de massa da fase gasosa. Experimentos realizados em células agitadas na evaporação de líquidos puros por vários gases indicam que o coeficiente de transferência de massa na fase gasosa é proporcional à difusividade numa potência de 0.648. Os autores partiram da relação $K_g \propto D^n$, onde K_g o coeficiente de transferência de massa da fase gasosa e D a difusividade binária, para obterem o valor de n .

A técnica usada em [64] assume que a resistência da fase gasosa é o fator controlador do processo de evaporação de um líquido puro por bolhas em células agitadas. Na parte experimental, vários líquidos entre eles água, tetracloreto de carbono, metanol, etanol, *n*-propanol e benzeno foram utilizados, sendo que, em cada um desses líquidos, os seguintes gases foram borbulhados: hélio, nitrogênio, argônio e dióxido de carbono. Os experimentos foram realizados essencialmente à pressão atmosférica (749 mmHg), a uma temperatura em torno de 32°C na célula agitada, bem como se procurou manter condições hidrodinâmicas similares em todos os experimentos realizados.

Sabe-se que, para haver vida na água, de rios ou de mares, existe a necessidade da mesma estar aerada, que consiste na presença de oxigênio incorporado. O mesmo ocorre em processos de fermentação biológica e tratamento de esgotos. Motarjemi e Jameson [40], estudam o diâmetro ideal das bolhas para uso em aeração, visto a sua importância na eficiência da transferência de massa, utilizando ar e oxigênio borbulhando em diferentes profundidades do líquido, discutindo ainda os custos de produção das bolhas.

Os autores [40], concluíram que, quando o diâmetro da bolha é muito grande, a elevação e o contato ocorre rapidamente, não permitindo a transferência do oxigênio devido à insuficiência de tempo, quando o diâmetro é muito pequeno, há uma transferência muito rápida que, segundo

os autores, não é um efeito benéfico, visto que a energia extra requerida para produzi-las não é compensador sob o ponto de vista econômico.

Alguns modelos citados na literatura são utilizados pelos autores [40], juntamente com os dados experimentais coletados além de programas para computadores usando métodos iterativos, no estudo feito para a obtenção do coeficiente de transferência de massa da fase líquida para o oxigênio elevando-se em água. É observado um afastamento do modelo de transferência de massa para esfera rígida para bolhas com diâmetro maior que 150 μm implicando assim numa variação na superfície da bolha. Os resultados mostram que a proporção de transferência do oxigênio para a água nas tecnologias existentes é muito baixa, tornando-se necessário encontrar meios de se obterem bolhas muito pequenas, < 1 mm de diâmetro, em grandes quantidades a fim de melhorar a eficiência dos processos de aeração.

Brauer [08,09], 1978, estuda o problema de transferência de massa transiente através da interface de partículas esféricas, apresentando resultados para modelos circulantes nas fases contínua e dispersa com soluções numéricas das equações diferenciais para os três casos limites de resistência, na fase contínua, na fase dispersa e em ambas as fases. Posteriormente, 1989, Hong e Brauer [29], estudam a transferência de massa gás-líquido num reator de coluna de bolhas, quando desenvolvem um modelo matemático para a transferência de massa não estacionária através da interface gás-líquido. O modelo obtido é baseado na teoria da deformação turbulenta desenvolvida pelo próprio Brauer. Comparando os resultados do modelo com dados experimentais, os autores consideram o modelo adequado para descrever a transferência de massa não estacionária tanto para uma única bolha, quanto para um grupamento de bolhas.

O trabalho feito por Zaritzky e Calvelo [71] teve como maior objetivo a obtenção de informações de transferência de massa interna para bolha individual, para serem aplicadas em modelos de transferência de calor e massa em destilação. Contudo, as dificuldades experimentais encontradas nas medidas do coeficiente de transferência em operações de destilação, onde mudança de fase e transferência de calor coexistem, guiaram a decisão de se obterem dados a partir de uma absorção isotérmica. Portanto, os autores trabalham com um processo isotérmico, evitando assim a simultaneidade dos fenômenos de transferência.

Zaritzky e Calvelo [71], levando em conta que, nos processos de destilação, a eficiência num prato representa a resultante de fenômenos extremamente complexos em sistemas dispersos onde o transporte de calor e massa entre bolhas e líquido disputam um importante papel, passam a estudar o processo de borbulhamento de bolhas isoladas, por considerarem que o transporte interno nessas poderia ser a etapa controladora na destilação. Conforme exposto pelos autores, diversas teorias são usadas para a determinação dos coeficientes de transferência

de massa. Os autores registram que algumas dessas conhecidas teorias são baseadas na aplicação da equação da difusão transiente para tempos de contato curtos e longos. Em ambos os casos, o gás dentro da bolha é considerado estagnado. Contudo, para números de Reynolds (baseado nas propriedades do líquido) maiores que 300, a existência de uma circulação toroidal vem sendo considerada relevante. Conseqüentemente, discrepâncias entre a teoria do modelo estagnado e aquelas incluindo circulação interna devem ser esperadas no cálculo dos coeficientes de transferência de massa.

Os autores [71] compararam resultados entre os modelos estagnado e com circulação interna, observando uma razoável concordância entre dados experimentais do modelo estagnado e do modelo com circulação toroidal. Os autores citam diversos trabalhos realizados referentes a soluções destas equações e observam uma razoável concordância entre dados experimentais do modelo estagnado e do modelo com circulação toroidal, sendo que a média obtida para os erros relativos, no seu valor absoluto foi de 6.2%. Observou-se ainda que em ambos os casos, ou sejam, os dados experimentais do modelo estagnado e o modelo incluindo circulação toroidal resolvido numericamente, os coeficientes de transferência de massa são bem mais altos do que os preditos pelas teorias que não consideram circulação interna na bolha.

Um outro procedimento usado por diversos autores citados em [71] para a determinação do coeficiente de transferência de massa em bolhas é baseado na medida de taxas de variação do volume de bolhas, citado anteriormente quando foi abordada a hidrodinâmica das gotas e bolhas, registrada por meio de fotografias. Outros autores usaram um sistema fechado, ligado à atmosfera por um tubo capilar, sendo que uma variação de volume da bolha produz movimento no menisco do capilar, o qual é registrado por técnicas fotográfica (método dilatométrico).

Hackenberg e Andrade [25], utilizando a similaridade existente entre os fenômenos térmicos e mássicos, partem das equações do perfil interno de temperatura da fase dispersa e da temperatura da interface obtidas em [02], para determinar as equações do perfil interno de concentração da fase dispersa e de concentração da interface.

Os fluidos não Newtonianos são freqüentemente encontrados nos processos industriais, porém o conhecimento da transferência de massa é bastante limitada. Em [32] Kawase, Halard e Moo-Young desenvolvem uma correlação teórica para o coeficiente de transferência de massa em coluna de bolhas, onde incluem estes tipos de fluidos. Os trabalhos experimentais foram realizados em colunas de borbulhamento com 0.23 m de diâmetro e 1.22 m de comprimento e em um fermentador piloto com 0.76 m de diâmetro e 3.21 m de altura, sendo água o fluido Newtoniano e soluções aquosas de "Carboxypolymethylene (Carbopol 941, Goodrich Chemical Co.)" e "Carboxymethylcellulose (CMC 7H4, Hercules Inc.)" os não Newtonianos. Os autores fazem ainda uma comparação dos resultados obtidos a partir do modelo desenvolvido pelos

mesmos com uma série de trabalhos encontrados na literatura, bem como discutem sobre a aplicabilidade do mesmo.

Uma das dificuldades existentes nos processos químicos e/ou biológicos envolvendo transferência de massa gás-líquido é o dimensionamento em escala industrial. Muitos processos são desenvolvidos nos laboratórios em pequenas escalas com boa "performance", porém a passagem para as grandes escalas envolvem conhecimentos de inúmeros parâmetros ligados à hidrodinâmica, transferência de calor e transferência de massa que, muitas vezes, funcionam como barreiras na implantação dos mesmos. Stenberg e Andersson [62] estudam o efeito do tamanho das bolhas, a velocidade de impulsão, a potência de entrada e a velocidade superficial do gás sobre o coeficiente de transferência de massa. Na parte experimental, três volumes diferentes de água desaerada são usados como fase líquida, 0.12, 0.6, e 3 m³, ar é usado como fase gasosa, sendo medido a taxa de dissolução do oxigênio.

Como conclusão, os autores [62] ressaltam as dificuldades já citadas mostrando, por exemplo, que o coeficiente de transferência de massa independe da velocidade superficial do gás no reator com 0.12 m³, já para o reator com 3 m³, existe uma dependência exponencial de valor 0.54. Em relação ao diâmetro das bolhas os autores concluem que, embora seja mais difícil de ser medida a sua variação com o tamanho do reator, a potência de entrada e taxa de fluxo do gás é menor e que um maior erro no diâmetro das bolhas causa um pequeno erro no coeficiente de transferência de massa.

Altwicker e Lindhjem [01] citam a concordância existente entre os modelos teóricos de predição de coeficientes de transferência de massa em gotas que se encontram em contato com um gás, e os dados experimentais quando o estudo é feito na parte externa da gota, assim como a discordância existente quando o estudo aborda a parte interna. Foram testados modelos distintos divididos basicamente em dois tipos, o estagnado (internamente estacionário) e o não estagnado (internamente turbulento), através de dados experimentais, comprovando as discordâncias existentes.

Dentro do tipo não estagnado acima citado, três modelos foram estudados por outros autores e utilizados por Altwicker e Lindhjem para comparação de resultados. A suposição básica de cada um são as que se seguem:

- primeiro modelo : condição de turbulência dentro da gota;
- segundo modelo : o interior da gota completamente misturado, estando toda a resistência à transferência de massa restrita a uma fina camada de líquido no contorno da superfície;
- terceiro modelo : existência de oscilação na gota, gerando uma troca de massa entre a parte interna e externa da mesma.

Finalmente Altwicker e Lindhjem concluem que gotas pequenas exibem sempre transferência de massa maiores que as previstas, considerando circulação uniforme ou constante, além de se contestarem a conclusão de vários trabalhos sobre a dependência entre coeficientes de transferência de massa e velocidade das gotas.

Recentemente, 1990, Rodemerck e Seidel [50] partindo de balanços de massa das fases líquida e gasosa, usando um modelo de dispersão na fase líquida e considerando desprezível a dispersão axial da fase gasosa, calculam o coeficiente de transferência de massa gás-líquido e o coeficiente de dispersão axial da fase líquida. Para a obtenção desses coeficientes, os autores usam o método de transformada de Laplace, tendo obtido uma equação transcendente sem solução analítica no domínio de Laplace, levando a uma solução numérica, com base nos dados experimentais usando um método de regressão não linear para a obtenção dos parâmetros.

Experimentalmente, os autores [50] investigam a transferência de massa do oxigênio em n-pentadecano a 30 °C e pressão ambiente numa coluna de bolhas de vidro, sendo o gás distribuído por uma placa de bronze sinterizada. Os autores concluem que, para o sistema estudado somente é necessário incluir o efeito da dispersão axial em pequenas faixas de velocidades do gás e que para altas velocidades, fluxos em regime turbulento, a fase líquida pode ser considerada satisfatoriamente como completamente misturada

O modelo por nós utilizado fará uso da equação da difusão transiente aplicada no interior de uma bolha, considerando o fluido estagnado.

Rangel [48], utilizou o modelo difusivo transiente estagnado dentro da bolha, para cálculo do perfil de concentração de um componente da fase dispersa, bem como da concentração na superfície de numa bolha esférica, $C_s(t)$, chegando a equações semelhantes às obtidas por Andrade [03] e Hackenberg e Andrade [25], através da analogia da transferência de calor e massa, cuja equação é:

$$C_s(t) = C_L + \frac{\lambda_m \Delta C}{1 + \lambda_m} e^{-\beta_m t}$$

onde,

$$\Delta C = C_g - C_L, \quad \beta_m = \alpha_m / (1 + \lambda_m), \quad \alpha_m = \delta_g \pi^2 / a^2, \quad \lambda_m = 2\delta_g / b_L a$$

sendo, C_g a concentração inicial do gás na entrada do borbulhador, C_L a concentração na fase contínua, b_L o coeficiente de transferência de massa da fase contínua e δ_g a difusividade mássica do componente considerado.

1.4 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

Uma análise detalhada da bibliografia mostrou que praticamente todos os trabalhos analisados, ao abordarem a questão da transferência simultânea de calor e massa, embora em geral enfatizem a relevância e complexidade do tema, não dão um tratamento analítico adequado à questão. Limitam-se, quase sempre, a abordagem com analogias entre as equações de massa e calor.

Guy, Carreau e Paris [20] recentemente, 1992, propõem um modelo para prever o tempo de aquecimento e a taxa de evaporação de um líquido durante a passagem de gases de combustão através de um banho e comparam os dados obtidos pelo modelo com valores experimentais. O modelo é usado em três formas de bolha, quais sejam, esférica, elipsoidal e calota esférica, com e sem circulação interna, sendo que os autores concluem que experimentalmente as bolhas tem a forma de calota esférica. Experimentalmente foram observadas bolhas com diâmetro entre 15 a 25 mm e velocidade entre 0.4 e 1.2 m/s.

Os autores [20] concluem que o modelo de predição usando a forma de uma calota esférica rígida para as bolhas mostrou-se mais satisfatoriamente para descrever a troca de calor e de massa entre as bolhas e o líquido. Os dados experimentais mostraram ainda que bolhas com circulação interna oferecem menores resistências de transferência, do que as rígidas e que as taxas de transferência são menores nas que têm a forma de uma calota esférica do que nas esféricas ou elípticas.

Apenas Andrade [03] e posteriormente Souza [59], usando a metodologia empregada por Jakob [31], determinam coeficientes de transferência de calor e massa simultâneo para uma bolha de gás formada pelo borbulhamento de um gás em uma fase líquida, definidos em função de variáveis interfaciais com características transientes.

A escassez de bibliografia envolvendo transferência simultânea de calor e massa, deve-se provavelmente às dificuldades na definição e solução das equações envolvidas nos processos, quais sejam:

- presença de gradientes de concentração e de temperatura atuando no mesmo campo, tornando bastante difícil a determinação dos fluxos de calor e massa;
- influências, provocadas pela simultaneidade, nos coeficientes de transferência em relação ao estudo individual de cada fenômeno;
- aumento da complexidade pelo fato das equações serem escritas para propriedades físicas variáveis.

Nesse contexto, é que pretendemos estudar fenômenos simultâneos de transferência de calor e massa em uma dispersão gás-líquido, obtida através do borbulhamento de um gás em um líquido. Esse estudo, de natureza teórico-experimental, será conduzido pela aplicação de um modelo difusivo transiente, buscando-se uma melhor definição de parâmetros de projetos de equipamentos industriais que atuam com esses fenômenos.

1.5 - Medidas Experimentais

A parte experimental consistiu de duas etapas distintas, a saber:

- primeira etapa: transferência de massa isotérmica - construção e montagem de um equipamento que permitiu avaliar a variação da concentração com a posição e o tempo dentro do borbulhador, para obtenção do coeficiente de transferência de massa [48];
- segunda etapa : transferência simultânea de calor e massa - construção e montagem de um equipamento visando medidas de taxas de evaporação e/ou arraste do líquido, bem como de medidas de concentração e temperatura da fase líquida simultâneas, possibilitando a determinação de coeficientes simultâneos de transferência de calor e massa.

São conhecidas, conforme descrito por Andrade [03], as dificuldades da realização de medidas experimentais nos sistemas bifásicos constituídos por dispersões do tipo gás-líquido, ou do tipo líquido-líquido, devido à necessidade de determinação de propriedades interfaciais, além do contínuo movimento e pequeno intervalo de tempo de contato das partículas dispersas com o meio. Isto nos leva à necessidade de obter equações para a descrição dos fenômenos em função de variáveis possíveis de serem medidas com exatidão.

Na área experimental, existem inúmeras técnicas desenvolvidas para análise dos fenômenos de transferência, envolvendo bolhas ou gotas, a maioria estudando cada fenômeno isoladamente. Como os erros experimentais envolvendo principalmente os processos de transferência de massa são relevantes, fez-se necessária uma análise dessas técnicas e dos seus resultados, presente neste capítulo. Os resultados deste estudo no que se refere aos métodos selecionados para uso neste trabalho, encontram-se no capítulo 5.

CAPÍTULO 2 - MODELAGEM MATEMÁTICA

2.1 - Introdução

Dentro da metodologia proposta, o desenvolvimento do presente trabalho, dá-se basicamente em duas etapas:

1^o - partindo de um processo de transferência de massa, é utilizado um modelo difusivo estagnado transiente na obtenção do perfil de concentração;

2^o - partindo de um processo simultâneo de transferência de calor e massa, é também utilizado o modelo difusivo estagnado transiente, na obtenção dos perfis de concentração e de temperatura, utilizando os coeficientes simultâneos de transferência utilizado por Andrade [03] e Souza [59].

Através desse desenvolvimento, pretende-se explicar os mecanismos envolvidos nos processos e a determinação das taxas de transferência envolvidas.

Usou-se o modelo difusivo transiente, considerando o modelo estagnado, sem geração, ou seja, admitindo o fluido estagnado dentro da bolha, onde a transferência de calor se dá somente por condução e a transferência de massa por difusão, semelhantemente a uma esfera sólida.

Um fator importante na escolha do modelo a ser utilizado é o tempo para o estabelecimento do perfil interno de velocidade na partícula fluida. Para os processos de borbulhamento que podem ser considerados como rápidos, onde o tempo necessário no desenvolvimento do perfil interno de velocidade é muito maior que o tempo de residência, pode-se utilizar o modelo estagnado acima citado.

A utilização desse modelo simplifica de maneira considerável o estudo dos fenômenos de transferência, já que a equação da energia térmica, quando aplicada ao interior da partícula que esteja sujeita somente à transferência de calor, se reduz à equação da difusão térmica. No caso de termos somente o fenômeno de transferência de massa, um balanço de massa no interior da partícula nos leva à equação da difusividade mássica.

Na primeira etapa do trabalho, o conhecimento da concentração na superfície da bolha permitirá a determinação não somente do coeficiente de transferência de massa da fase dispersa, mas também de um coeficiente interno para os processos simultâneos.

2.2 - Transferência de Massa

2.2.1 - Concentração na Superfície da Bolha

Conforme já abordado é pretensão deste trabalho partir de um modelo de bolha esférica estagnada sem geração, onde, no seu interior, a transferência de massa processa-se exclusivamente por difusão.

Andrade [03], utilizando um método funcional desenvolvido por Hackenberg [21] para operadores difusivos, determina uma expressão para a temperatura da interface com o objetivo de identificar os efeitos decorrente da transferência de massa. Andrade [03] e Rangel [48], usando a mesma metodologia, chegam a uma expressão para a concentração da interface, quando analisaram o processo isotérmico da transferência de massa.

A seguir será apresentada esta metodologia visando a obter uma expressão para a concentração da interface, quando se tentará identificar os efeitos decorrentes da transferência de calor.

Fazendo um balanço de massa para um componente A qualquer de uma mistura binária, num meio sem reação química e sem considerar um perfil interno de velocidade, chega-se à equação:

$$\nabla^2 C_A - \frac{1}{\delta_A} \frac{\partial C_A}{\partial t} = 0 \quad 2.2.1$$

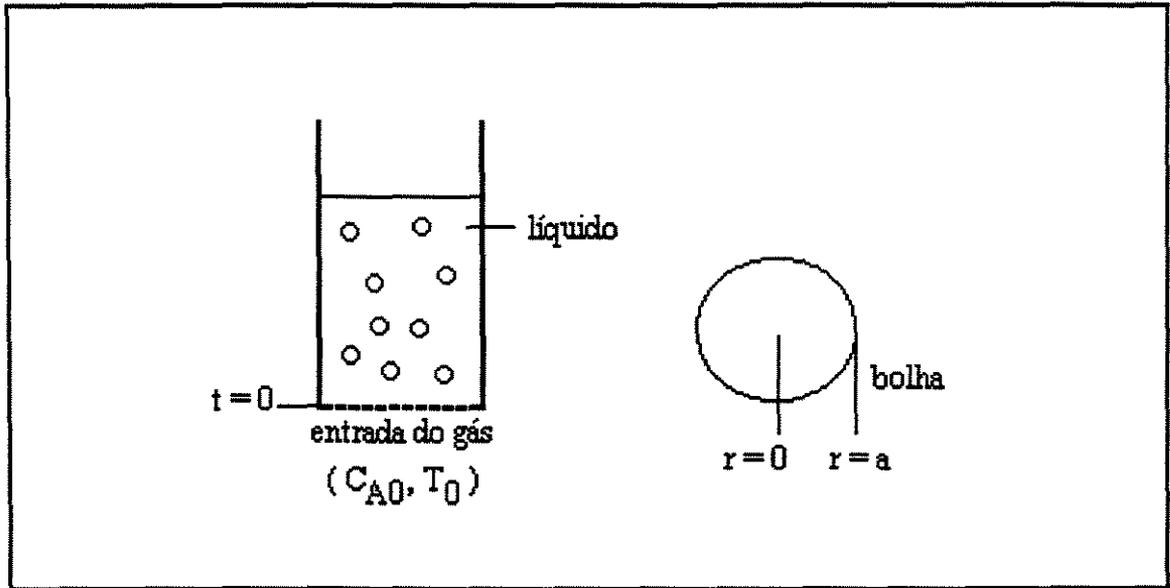
que é conhecida como a segunda lei de Fick da difusão ou simplesmente equação da difusão, sendo δ_A a difusividade mássica do componente A na fase dispersa e t o tempo.

Supondo ainda simetria esférica, tal que $C_A = C_A(r, t)$, onde r corresponde ao raio, pode-se escrever da equação 2.2.1 que:

$$\frac{\partial^2 C_A}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial C_A}{\partial r} - \frac{1}{\delta_A} \frac{\partial C_A}{\partial t} = 0 \quad 2.2.2$$

Como dito anteriormente, a fase dispersa será composta de uma mistura gasosa. Assim, considera-se que, no instante inicial, a concentração do componente A (considerado como solúvel na fase líquida) na bolha, ou seja, do componente solúvel na fase contínua, é igual a C_{A0} .

Fazendo $C_{AS}(t)$ a concentração da A na superfície da bolha, considerando uma função arbitrária e desconhecida, encontram-se as seguintes condições iniciais e de contorno:



Sistema para absorção de um gás - Condições iniciais e de contorno

$$C_A|_{t=0} = C_{A0} \quad 2.2.2a$$

$$C_A|_{r=a} = C_{AS}(t) \quad 2.2.2b$$

$$C_A|_{r=0} < \infty \quad 2.2.2c$$

Adimensionalizando a concentração, como:

$$\Gamma_A = \frac{C_A - C_{A0}}{C_{A0}} \quad 2.2.3$$

e definindo o operador D , por:

$$D = \left(\frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} - \frac{1}{\delta} \frac{\partial}{\partial t} \right) \quad 2.2.4$$

pode-se reescrever as condições iniciais e de contorno como sendo:

$$D\Gamma_A = 0 \quad 2.2.5$$

$$\Gamma_A \Big|_{t=0} = 0 \quad 2.2.5a$$

$$\Gamma_A \Big|_{r=a} = \frac{C_{As}(t) - C_{A0}}{C_{A0}} \equiv \Phi(t) \quad 2.2.5b$$

$$\Gamma_A \Big|_{r=0} < \infty \quad 2.2.5c$$

Conforme o método funcional de Hackenberg [21] a ser utilizado, tem-se o sistema:

$$D\Gamma_A = 0 \quad 2.2.6$$

$$\Gamma_A \Big|_{t=0} = 0 \quad 2.2.6a$$

$$\Gamma_A \Big|_{r=a} = F[f, t] \quad 2.2.6b$$

$$\frac{\partial \Gamma_A}{\partial r} \Big|_{r=a} = G[f, t] \quad 2.2.6c$$

$$\Gamma_A \Big|_{r=0} < \infty \quad 2.2.6d$$

sendo F e G funcionais arbitrárias de f , que admite uma solução do tipo:

$$\Gamma_A = \dot{F}[f, t] * \Gamma_A^* + F[f, 0] \Gamma^* \quad 2.2.7$$

onde \dot{F} é a derivada de F em relação ao tempo, $*$ representa a convolução e Γ^* é a solução do problema:

$$D\Gamma^* = 0 \quad 2.2.8$$

$$\Gamma^* \Big|_{t=0} = 0 \quad 2.2.8a$$

$$\Gamma^* \Big|_{r=a} = 1 \quad 2.2.8b$$

$$\Gamma^* \Big|_{r=0} < \infty \quad 2.2.8c$$

sendo que f é determinado a partir da relação funcional:

$$F[f,0] \frac{\partial \Gamma^*}{\partial r}(a,t) + \dot{F}[f,t] * \left[\frac{\partial \Gamma^*}{\partial r}(a,t) \right] = G[f,t] \quad 2.2.9$$

Para obter-se uma equação para Γ^* , definido através do adimensional:

$$\Gamma^* = \frac{C_A - C_{A0}}{C_{AS} - C_{A0}} \quad 2.2.10$$

parte-se da equação 2.2.2 escrita como uma função de Γ^* , adimensionalizada também no raio e no tempo, aplicando-se transformada de Laplace e o método de mudança de variáveis para resolução de equações diferenciais parciais, chega-se a:

$$\Gamma^* = 1 + \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen}\left(\frac{n \pi r}{a}\right) e^{-\pi^2 \alpha_n t} \quad 2.2.11$$

onde:

$$\alpha_m = \frac{\pi^2 \delta_A}{a^2} \quad 2.2.12$$

A solução do problema 2.2.6 - 2.2.6d requer a utilização de uma relação de fluxo na superfície.

Considerando então o fluxo de massa \dot{W} , na superfície da bolha como sendo:

$$\dot{W} = b_L [C_{AS}(t) - C_{AL}(t)] \quad 2.2.13$$

onde b_L , é definido como o coeficiente de transferência de massa na fase contínua e $C_{AL}(t)$ a concentração do componente A, ou seja, o componente desejado, na fase líquida.

Tem-se ainda pela difusão interna que:

$$\dot{W} = -\delta_A \frac{\partial C_A}{\partial r} \quad 2.2.14$$

que escrita em função de Γ_A , será:

$$\dot{W} = -\delta_A C_{A0} \frac{\partial \Gamma_A}{\partial r} \quad 2.2.15$$

Igualando essas equações de fluxo na superfície da bolha, sem levar em conta os efeitos de resistências interfaciais, encontra-se a condição de contorno 2.2.6c necessária:

$$\frac{\partial \Gamma_A}{\partial r} \Big|_{r=a} = -\frac{b_L}{\delta_A} \left[\Phi(t) + \frac{C_{A0} - C_{AL}(t)}{C_{A0}} \right] = G[f,t] \quad 2.2.16$$

A solução do problema 2.2.6 conforme a equação 2.2.7 será:

$$\Gamma_A = \dot{\Phi}(t) * \Gamma_A^* + \Phi(0)\Gamma_A^* \quad 2.2.17$$

e a equação funcional 2.2.9 gera uma equação íntegro-diferencial que deverá ser satisfeita por $\Phi(t)$, cuja forma é:

$$\Phi(t) + \lambda_m \dot{\Phi}(t) * \bar{K}_1(t) = g(t) \quad 2.2.18$$

onde:

$$\lambda_m = \frac{2\delta_A}{b_L a} \quad 2.2.19$$

$$\bar{K}_1(t) = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-n^2 \alpha_n t} \quad 2.2.20$$

e

$$g(t) = \frac{C_{AL}(t) - C_{A0}}{C_{A0}} - \lambda_m \Phi(0) \bar{K}_1(t) \quad 2.2.21$$

A equação íntegro-diferencial 2.2.18 relaciona a concentração do componente A na superfície da bolha com a concentração da fase contínua a qual deve ser determinada.

Considerando que o Kernel é dado na forma de um somatório infinito de exponenciais, onde os termos tendem rapidamente para zero, à medida que $n \rightarrow \infty$, consideraremos uma aproximação de primeira ordem, utilizando o primeiro termo da série, o que simplificará bastante a solução desejada, logo para $n = 1$:

$$\bar{K}_1(t) = K_1(t) = e^{-\alpha_1 t} \quad 2.2.22$$

e que reduzirá a equação 2.18 à forma:

$$\Phi(t) + \lambda_m \dot{\Phi}(t) * K(t) = g(t) \quad 2.2.23$$

Aplicando transformada de Laplace e resolvendo de forma semelhante à Andrade [02] para temperatura e Rangei [48] para concentração, obtém-se:

$$\Phi(t) = \frac{f(t)}{(1 + \lambda_m)} + \frac{\lambda_m \beta}{(\lambda_m + 1)} f(t) * e^{-\beta t} \quad 2.2.24$$

onde:

$$\beta_m = \frac{\alpha_m}{1 + \lambda_m} \quad 2.2.25$$

e

$$f(t) = \frac{C_{AL}(t) - C_{A0}}{C_{A0}} \quad 2.2.26$$

Considerando processos com pequenos tempo de residência, tal que a concentração da fase contínua possa ser considerada constante, após resolver a convolução, chega-se à equação da concentração da superfície da bolha em relação a uma concentração constante da fase contínua:

$$C_{AS}(t) = C_{AL} + \frac{\lambda_m}{1 + \lambda_m} \Delta C e^{-\beta_m t} \quad 2.2.27$$

onde:

$$\Delta C = C_{A0} - C_{AL} \quad 2.2.28$$

Definindo-se:

$$B_m = \frac{\alpha_m t}{1 + \lambda_m} = \frac{F_{om}}{1 + \lambda_m} \quad 2.2.29$$

e

$$F_{om} = \alpha_m t \quad 2.2.30$$

sendo F_{om} o número de Fourier modificado, vamos fazer uma análise da equação 2.2.27

A equação 2.2.27 exprime o comportamento da concentração da superfície da bolha em relação a uma concentração constante da fase contínua.

Uma análise da equação 2.2.27 mostra que este comportamento depende dos números adimensionais λ_m e B_m , onde λ_m representa um número de Biot para massa modificado, o qual relaciona a difusividade mássica da fase dispersa e o coeficiente de transferência de massa da fase contínua, e B_m é um número adimensional que relaciona um número de Fourier modificado e o número de Biot modificado.

Ainda fazendo uma análise na equação 2.2.27, vemos que para grandes valores de λ_m a concentração da interface no instante inicial é dada pela concentração da fase dispersa C_{AL} , e à medida que o tempo cresce essa concentração tende para o valor da concentração da fase contínua C_{A0} . Nesses casos, o valor do coeficiente de transferência de massa, b_L , é pequeno e o

processo de transferência pode ser considerado inicialmente por convecção para depois ser então estabelecido a difusão, uma vez que no instante inicial a concentração na superfície está próxima à concentração C_{AL} .

Para valores de λ_m próximos de zero, a concentração da interface no instante inicial é praticamente igual à da fase contínua e, para qualquer tempo, esse valor será mais próximo.

Nesses casos, pode-se considerar que, inicialmente, o processo de transferência de massa é difusivo, uma vez que a concentração da interface está praticamente a mesma concentração da fase contínua.

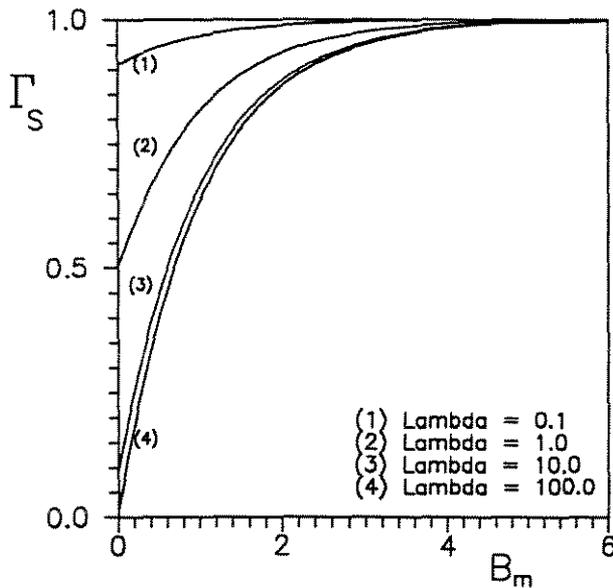


Figura 2.2.1 - Concentração Interfacial

A figura 2.2.1 mostra a variação sofrida pela concentração da interface, para diversos valores de λ_m , conforme discutido acima. Pode-se observar que na faixa do valor de λ_m no processo estudado, isto é, valores altos, o comportamento não mais se modifica.

Na abcissa tem-se o número adimensional B_m , equação 2.2.29, e na ordenada a concentração adimensional, Γ_S , definida como:

$$\Gamma_S = \frac{C_{A0} - C_{AS}(t)}{C_{A0} - C_{AL}} \tag{2.2.31}$$

2.2.2 - Perfil Interno de Concentração

A distribuição da concentração interna à bolha é dada pelo equação 2.2.17, onde :

$$\Phi(0) = \frac{C_{AS}(0) - C_{A0}}{C_{A0}} \quad e$$

$$\dot{\Phi}(t) = \frac{1}{C_{A0}} \frac{\partial C_S(t)}{\partial t}$$

Considerando-se as equações 2.2.27, 2.2.11, 2.2.5b e 2.2.3, na equação 2.2.17, após resolver a convolução, chega-se a:

$$\Gamma_A(r,t) = \frac{\lambda_m \beta_m \Delta C}{C_{A0}(1+\lambda_m)} \left[\frac{1}{\beta_m} (e^{-\beta_m t} - 1) - \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen}\left(\frac{n\pi r}{a}\right) \frac{1}{\alpha_m n^2 - \beta_m} (e^{-\beta_m t} - e^{-\alpha_m n^2 t}) \right. \\ \left. - \frac{\Delta C}{C_{A0}(1+\lambda_m)} \left[1 + \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen}\left(\frac{n\pi r}{a}\right) e^{-\alpha_m n^2 t} \right] \right] \quad 2.2.32$$

Esta mesma equação pode ser obtida usando analogia entre os processos de transferência de calor e massa, segundo Jakob [31], conforme vista por Hackenberg e Andrade [25].

2.2.3 - Fluxo de Massa

Conforme citado anteriormente, este trabalho tem como um dos objetivos a determinação das taxas de absorção de um determinado componente presente na fase dispersa pela fase contínua. Para se chegar a este objetivo, se faz necessária a determinação da massa do componente A presente na bolha e transferido para o líquido, que pode ser obtido calculando o fluxo de massa da superfície da bolha, ou seja, quando $r = a$.

Derivando a equação 2.2.17 em r para $r = a$, tem-se:

$$\frac{\partial \Gamma_A}{\partial r} \Big|_{r=a} = \dot{\Phi}(t) * \frac{\partial \Gamma_A^*}{\partial r} \Big|_{r=a} + \Phi(0) \frac{\partial \Gamma_A^*}{\partial r} \Big|_{r=a} \quad 2.2.33$$

onde:

$$\dot{\Phi}(t) = \frac{1}{C_{A0}} \frac{\partial C_{As}(t)}{\partial t} \quad 2.2.34$$

e

$$\Phi(0) = \frac{C_{A0}(0) - C_{A0}}{C_{A0}} \quad 2.2.35$$

Chega-se a partir das derivadas das equações 2.2.27 e 2.2.11, para $r = a$, após resolver a convolução e substituir em 2.2.13, a equação do fluxo de massa, \dot{W} , será:

$$\dot{W} = \frac{2\delta_A(C_{A0} - C_{AL})}{a(1+\lambda_m)} \left[\lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-\beta_m t}}{n^2 \alpha_m - \beta_m} - \lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-n^2 \alpha_m t}}{n^2 \alpha_m - \beta_m} + \sum_{n=1}^{\infty} e^{-n^2 \alpha_m t} \right] \quad 2.2.36$$

A taxa de transferência de massa \bar{W} através da interface por bolha pode-se obter multiplicando a equação do fluxo acima pela área da bolha, considerada como esférica, $4 \pi r^2$, logo:

$$\bar{W} = \frac{8 \pi a \delta_A \Delta C}{(1+\lambda_m)} \left[\lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-\beta_m t}}{n^2 \alpha_m - \beta_m} + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} \right) e^{-n^2 \alpha_m t} \right] \quad 2.2.37$$

A fim de se obter a quantidade de massa do componente A, W transferido por bolha para a fase líquida, integra-se a equação 2.2.24 do tempo zero a um tempo τ , sendo que τ dependerá do tempo de transferência de massa da bolha para a fase líquida, estando τ limitado ao tempo de residência da bolha na fase líquida. Assim:

$$W = \frac{8 \pi a \delta_A \Delta C}{(1+\lambda_m)} \left[\sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} \right) \frac{1}{n^2 \alpha_m} (1 - e^{-n^2 \alpha_m \tau}) \right] \quad 2.2.38$$

2.3 - Transferência de Calor

2.3.1 - Temperatura na Superfície da Bolha

Analogamente ao que foi feito no item 2.2 para transferência de massa, ou seja, a partir de um modelo de bolha esférica estagnada sem geração, onde, no seu interior, a transferência de massa processa-se exclusivamente por difusão, Alberto [02], considerando a transferência de calor processando-se exclusivamente por condução, parte da equação da difusão:

$$\nabla^2 T - \frac{1}{\xi_s} \frac{\partial T}{\partial t} = 0 \quad 2.3.1$$

supondo simetria esférica, tal que $T = T(r, t)$, onde:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T}{\partial r} - \frac{1}{\xi_s} \frac{\partial T}{\partial t} = 0 \quad 2.3.2$$

sendo, ξ_g a difusividade térmica da fase dispersa, e as condições iniciais e de contorno, iguais à:

$$T \Big|_{t=0} = T_0 \quad 2.3.2a$$

$$T \Big|_{r=a} = T_s(t) \quad 2.3.2b$$

$$T \Big|_{r=0} < \infty \quad 2.3.2c$$

chega-se à seguinte equação para a temperatura na superfície da bolha:

$$T_s(t) = T_L + \frac{\lambda_c}{1 + \lambda_c} \Delta T e^{-\beta_c t} \quad 2.3.3$$

onde:

$$\Delta T = T_0 - T_L \quad 2.3.4$$

$$\lambda_c = \frac{2K_g}{h_L a} \quad 2.3.5$$

$$2.3.6$$

$$\alpha_c = \frac{\xi_g \pi^2}{a^2} \quad 2.3.7$$

sendo T_0 , $T_s(t)$ e T_L as temperaturas inicial e da superfície da bolha e do líquido respectivamente. Tem-se ainda que K_g corresponde à condutividade térmica da fase dispersa, h_L o coeficiente de transferência de calor da fase contínua.

Andrade [03] faz ainda uma análise da equação 2.3.3, onde mostra que o comportamento da mesma depende dos números adimensionais λ_c e B_c , que é definido como:

$$B_c = \frac{\alpha_c t}{1 + \lambda_c} = \frac{F_{oc}}{1 + \lambda_c} \quad 2.3.8$$

sendo

$$F_{oc} = \alpha_c t$$

onde λ_c representa um número de Biot modificado para calor que relaciona a condutividade térmica da fase dispersa e o coeficiente de transferência de calor da fase contínua.

B_c representa o número adimensional que relaciona um número de Fourier modificado para calor e o número de Biot modificado λ_c .

Vê-se da equação 2.3.3 um comportamento semelhante ao da concentração da interface, ou seja, para grandes valores de λ_c a temperatura da interface no instante inicial é dada pela temperatura da bolha T_L , e à medida que o tempo cresce essa temperatura tende a atingir o valor da fase líquida T_0 . Nesses casos, o valor do coeficiente de transferência de calor, h_L é pequeno e o processo de transferência pode ser considerado inicialmente por convecção para depois ser então estabelecida a condução, uma vez que, no instante inicial, a temperatura da superfície está próxima à temperatura inicial da bolha T_L .

Pode-se observar ainda que semelhantemente ao que foi visto para concentração, para valores de λ_c próximos de zero, a temperatura de interface no instante inicial é praticamente igual à temperatura de fase contínua e, para qualquer tempo, esse valor será mais próximo.

Aqui pode-se considerar que inicialmente o processo de transferência de calor é condutivo, uma vez que a temperatura da interface está praticamente à temperatura da fase contínua.

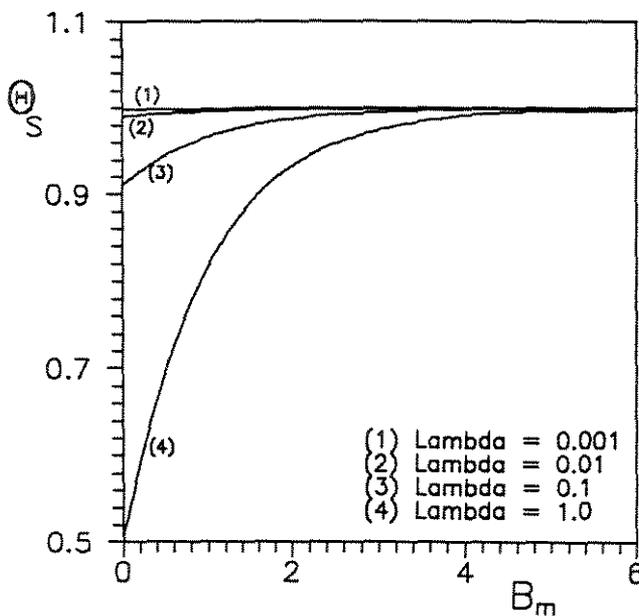


Figura 2.3.1 - Temperatura Interfacial

A figura 2.3.1, semelhantemente à figura 2.2.1 para concentração, mostra a variação sofrida pela temperatura da interface para diversos valores de λ_c , conforme discutido acima. Está claro que se tem o mesmo comportamento tanto para temperatura, quanto para concentração, o que era de se esperar visto a forma semelhante entre as equações de $C_s(t)$ e $T_s(t)$, respectivamente, 2.2.27 e 2.3.3. A única diferença observada no estudo entre a concentração e a temperatura na interface, está nos valores de λ_m e λ_c , conforme tabela II.3.6, anexo II.

Esta diferença é devida aos baixos valores do coeficiente de transferência de massa em relação ao do coeficiente de transferência de calor, ambos calculados pela relação de Calderbank, já citada, tabela II.3.7; ao baixo valor da condutividade térmica da fase contínua em relação ao valor da difusividade mássica da mesma fase, tabela II.3.2.

Na figura 2.3.1 na abcissa tem-se o número adimensional B_c , equação 2.3.8, e na ordenada a concentração adimensional, Θ_s , definida como:

$$\Theta_s = \frac{T_0 - T_s(t)}{T_0 - T_L} \quad 2.3.10$$

Andrade [03] emprega esta mesma metodologia na obtenção da temperatura da superfície da bolha, bem como do perfil de temperatura porém, para o processo envolvendo superaquecimento, ou seja, a transferência de calor entre a bolha e o líquido envolve, além do calor sensível, o calor latente.

2.3.2 - Perfil Interno de Temperatura

O perfil interno de temperatura na bolha num processo envolvendo somente transferência de calor, sem superaquecimento, foi obtido por Hackenberg e Andrade [24]. A metodologia empregada foi a mesma utilizada no item 2.2 desse trabalho para a obtenção do perfil interno de concentração, sendo dada por:

$$\Theta(r,t) = \frac{\lambda_t \beta_c \Delta T}{T_0(1+\lambda_t)} \left[\frac{1}{\beta_c} (e^{-\beta_c t} - 1) - \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen} \left(\frac{n \pi r}{a} \right) \frac{1}{\alpha_c n^2 - \beta_c} (e^{-\beta_c t} - e^{-\alpha_c n^2 t}) \right] - \frac{\Delta T}{T_0(1+\lambda_t)} \left[1 + \frac{2a}{\pi r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n} \operatorname{sen} \left(\frac{n \pi r}{a} \right) e^{-\alpha_c n^2 t} \right] \quad 2.3.11$$

onde Θ corresponde à temperatura adimensional e é definida por:

$$\Theta = \frac{T - T_0}{T_0} \quad 2.3.12$$

2.3.3 - Fluxo de Calor

De forma semelhante à citada no item 2.2.3, para atingir um dos objetivos deste trabalho, se faz necessário saber a quantidade de calor presente na bolha e transferida para o líquido, que pode ser calculada a partir do fluxo de calor na superfície da bolha, ou seja, quando $r = a$.

Partindo da equação:

$$\dot{Q} = -K_g \frac{\partial T}{\partial r} \quad 2.3.13$$

onde \dot{Q} é o fluxo de calor por bolha, e definindo o coeficiente de transferência de calor externo à bolha igual a:

$$\dot{Q} = h_L [T_s(t) - T_L(t)] \quad 2.3.14$$

utilizando a mesma metodologia de item 2.2 e a equação 2.3.10 do perfil interno de temperatura, chega-se à equação:

$$\bar{Q} = \frac{8 \pi a K_g \Delta T}{(1 + \lambda_t)} \left[\lambda_t \beta_c \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-\beta_c t}}{n^2 \alpha_c - \beta_c} + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_t \beta_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} \right) e^{-n^2 \alpha_c t} \right] \quad 2.3.15$$

na qual \bar{Q} é a taxa de transferência de calor, através da interface por bolha, considerada como esférica.

A fim de se obter a quantidade de calor, Q transferida por bolha para a fase líquida, integra-se à equação 2.3.14 do tempo zero a um tempo τ , sendo que τ dependerá do tempo de transferência de calor da bolha para a fase líquida, limitado pelo tempo de residência da bolha.

$$Q = \frac{8 \pi a K_g \Delta T}{(1 + \lambda_t)} \left[\sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_t}{n^2 \alpha_c - \beta_c} (1 - e^{-\beta_c \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_t \beta_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} \right) \frac{1}{n^2 \alpha_c} (1 - e^{-n^2 \alpha_c \tau}) \right] \quad 2.3.16$$

2.4 - Coeficientes de Transferência de Calor e Massa

2.4.1 - Fase Dispersa

A partir dos resultados obtidos nos itens 2.2 e 2.3 dos perfis de temperatura e concentração da fase dispersa, bem como da temperatura e da concentração da interface, podem-se encontrar equações que determinem os coeficientes de transferência de calor e massa interno à bolha.

Objetivando o uso em projetos de equipamentos, será definido um coeficiente de transferência de calor médio, \bar{h} , relacionando a temperatura média no volume e no tempo para o interior da bolha, \bar{T}_m , a temperatura média temporal da superfície, \bar{T}_s , e o fluxo de calor médio, \bar{Q}_m , de maneira que:

$$\bar{h} = \frac{\bar{Q}_m}{\bar{T}_m - \bar{T}_s} \quad 2.4.1.1$$

sendo:

$$\bar{T}_m = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau T_m(t) dt ; \quad T_m(t) = \frac{1}{V} \int_V T(r,t) dV \quad 2.4.1.2$$

$$\bar{T}_s = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau T_s(t) dt \quad 2.4.1.3$$

e

$$\bar{Q}_m = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau \dot{Q}(t) dt ; \quad \dot{Q}(t) = -K_s \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=R} \quad 2.4.1.4$$

A equação para \bar{T}_m obtém-se a partir da integração da equação 2.3.10, conforme integrais 2.4.2, cujo resultado será:

$$\bar{T}_m = T_L + \frac{\lambda_t \Delta T}{\alpha_c \tau} (1 - e^{-\beta_c \tau}) + \frac{6 \Delta T}{\pi^2 (1 + \lambda_t) \tau} \left\{ \lambda_t \beta_c \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_c - \alpha_c n^2} \left[\frac{1}{\alpha_c n^2} (1 - e^{-n^2 \alpha_c \tau}) + \frac{1}{\beta_c} (e^{-\beta_c \tau} - 1) \right] + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_c n^4} (1 - e^{-n^2 \alpha_c \tau}) \right\} \quad 2.4.1.5$$

Para obter-se \bar{T}_s integra-se a equação 2.3.3 que fornecerá:

$$\bar{T}_s = T_L + \frac{\lambda_c \Delta T}{\alpha_c \tau} (1 - e^{-\beta_c \tau}) \quad 2.4.1.6$$

Finalmente, o fluxo de calor médio \dot{Q}_m , calcula-se a partir da substituição da derivada da equação 2.3.10 em 2.4.1.4:

$$\dot{Q}_m = \frac{2 K_s \Delta T}{a \tau (1 + \lambda_c)} \left[\sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} (1 - e^{-\beta_c \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_c \beta_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} \right) \frac{1}{n^2 \alpha_c} (1 - e^{-n^2 \alpha_c \tau}) \right] \quad 2.4.1.7$$

Substituindo as equações 2.4.1.5, 2.4.1.6 e 2.4.1.7 na equação 2.4.1.1, tem-se:

$$\begin{aligned} \bar{h} = & \frac{K_s \pi^2}{3a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} (1 - e^{-\beta_c \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \alpha_c} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) \left(1 - \frac{\lambda_c \beta_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} \right) \right\} \\ & \left\{ \frac{\lambda_c}{1 + \lambda_c} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_c - n^2 \alpha_c} \left[\frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) + (1 + \lambda_c) (e^{-\beta_c \tau} - 1) \right] \right. \\ & \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^4 \alpha_c} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) \right\} \quad 2.4.1.8 \end{aligned}$$

Semelhante ao que se fez para calor, obtém-se o coeficiente de transferência de massa médio, \bar{b} , relacionando a concentração média no volume e no tempo para o interior da bolha, \bar{C}_m , a concentração temporal da superfície, \bar{C}_s , e o fluxo de massa médio, \dot{W}_m .

Definindo:

$$\bar{b} = \frac{\dot{W}_m}{\bar{C}_m - \bar{C}_s} \quad 2.4.1.9$$

De maneira análoga tem-se:

$$\begin{aligned} \bar{C}_m = & C_L + \frac{\lambda_m \Delta C}{\alpha_m \tau} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \frac{6 \Delta C}{\pi^2 (1 + \lambda_m) \tau} \left\{ \lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_m - \alpha_m n^2} \left[\frac{1}{\alpha_m n^2} \right. \right. \\ & \left. \left. (1 - e^{-n^2 \alpha_m \tau}) + \frac{1}{\beta_m} (e^{-\beta_m \tau} - 1) \right] + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\alpha_m n^4} (1 - e^{-n^2 \alpha_m \tau}) \right\} \quad 2.4.1.10 \end{aligned}$$

$$\bar{C}_s = C_L + \frac{\lambda_m \Delta C}{\alpha_m \tau} (1 - e^{-\beta_m \tau}) \quad 2.4.1.11$$

e

$$\dot{W}_m = \frac{2 \delta_A \Delta C}{a \tau (1 + \lambda_m)} \left[\sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} \right) \frac{1}{n^2 \alpha_m} (1 - e^{-n^2 \alpha_m \tau}) \right] \quad 2.4.1.12$$

Substituindo as equações 2.4.1.10, 2.4.1.11 e 2.4.1.12 na equação 2.4.1.9, tem-se:

$$\begin{aligned} \bar{b} = \frac{\delta_A \pi^2}{3a} & \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \alpha_m} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} \right) \right\} \\ & \left\{ \frac{\lambda_m}{1 + \lambda_m} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_m - n^2 \alpha_m} \left[\frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) + (1 + \lambda_m) (e^{-\beta_m \tau} - 1) \right] \right. \\ & \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^4 \alpha_m} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right\} \quad 2.4.1.13 \end{aligned}$$

2.4.2 - Fase Contínua

Para se ter o fluxo de massa \dot{W} e o fluxo de calor \dot{Q} , conforme as equações 2.2.13 e 2.3.13 respectivamente, é necessário o conhecimento dos coeficientes de transferência de massa h_L e de calor b_L da fase contínua.

Para tal, efetuou-se um amplo estudo bibliográfico onde várias correlações foram analisadas, porém a maioria torna-se inadequada devido às variáveis envolvidas serem de difícil obtenção. Um exemplo, que pode ser citado, é o caso do modelo proposto por Schmidt [55], no qual para calcular o coeficiente de transferência de calor, teria que se conhecer a temperatura de bolha na sua formação, o que é, tecnicamente, difícil de ser medido com precisão.

Este estudo confirma a análise feita por Andrade [02,03], do uso da correlação experimental de Calderbank e Moo-Young [11], encontrada analiticamente por Hackenberg [23] em época posterior.

Calderbank e Moo-Young [11] apresentam para o coeficiente de transferência de calor, h_L , a equação:

$$\frac{h_L}{\rho_L c p_L} (N_{Pr})^{2/3} = 0.31 \left(\frac{\Delta \rho \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \quad 2.4.2.1$$

sendo as propriedades referidas com índice L da fase contínua, g a aceleração normal da gravidade e $\Delta \rho$ a diferença entre as densidades das fases contínua e dispersa, sendo o número de Prandtl, N_{Pr} , também definido para a fase contínua.

Para o coeficiente de transferência de massa b_L , os autores apresentam a equação:

$$b_L (N_{Sc})^{2/3} = 0.31 \left(\frac{\Delta \rho \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \quad 2.4.2.2$$

onde N_{Sc} é o número de Schmidt, definido por:

$$N_{Sc} = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$$

sendo D_L o coeficiente de difusão da fase contínua.

2.5 - Coeficientes e Fluxos Simultâneos de Calor e Massa

Ao abordar processos onde os fenômenos de transferência de calor e transferência de massa ocorrem simultaneamente, faz-se necessária a determinação dos coeficientes específicos de transferência de calor e massa simultâneos.

Andrade [03], utilizando a metodologia empregada por Jakob [31], determinou os coeficientes de transferência de calor e de massa simultâneos para o caso de uma bolha de gás, formada pelo borbulhamento de um gás em uma fase contínua líquida.

Este considera um campo de pressão e um campo de temperatura internos à bolha, de raio r, onde $p = p(r, t)$ e $T = T(r, t)$, sendo estas variáveis, na interface, função do tempo e, também, relaciona valores médios para os coeficientes de transferência, os gradientes de temperatura e pressão na interface:

$$-K_g \left. \frac{d\bar{T}}{dr} \right|_s = \bar{h}(\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad 2.5.1$$

e

$$-\delta_A \left. \frac{d\bar{p}}{dr} \right|_s = \bar{b}(\bar{p}_m - \bar{p}_s) \quad 2.5.2$$

sendo K_g , δ_A , \bar{h} e \bar{b} a condutividade térmica, o coeficiente de difusividade mássica, o coeficiente de transferência de calor e o coeficiente de transferência de massa da fase dispersa respectivamente. Tem-se ainda \bar{T}_s , \bar{T}_m , \bar{T} , \bar{p}_s , \bar{p}_m e \bar{p} como sendo as temperaturas e pressões médias no volume e no tempo, respectivamente, dadas por:

$$\bar{p} = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau p(r,t) dt ; \quad \bar{p}_m = \frac{1}{V} \int \bar{p} dV ; \quad \bar{p}_s = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau p_s(t) dt \quad 2.5.3$$

e

$$\bar{T} = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau T(r,t) dt ; \quad \bar{T}_m = \frac{1}{V} \int \bar{T} dV ; \quad \bar{T}_s = \frac{1}{\tau} \int_0^\tau T_s(t) dt \quad 2.5.4$$

sendo τ o tempo de residência das bolhas e V o volume.

Considerando o gás no interior da bolha com comportamento de gás perfeito, obtém-se a relação entre as pressões médias e as concentrações médias, através das equações:

$$\bar{p} = \bar{C} R [T] \quad 2.5.5$$

$$\bar{p}_m = \bar{C}_m R \bar{T}_m \quad 2.5.6$$

$$\bar{p}_s = \bar{C}_s R \bar{T}_s \quad 2.5.7$$

onde $[T]$ é a temperatura de referência e R a constante dos gases.

Substituindo as equações 2.5.5, 2.5.6 e 2.5.7 em 2.5.2, obtém-se:

$$-\delta_A \left. \frac{d\bar{C}}{dr} \right|_s = \frac{\bar{b}}{[T]} (\bar{C}_m \bar{T}_m - \bar{C}_s \bar{T}_s) \quad 2.5.8$$

Considerando ainda que no interior da bolha, ocorre a difusão de um componente A através do componente B, estagnado e insolúvel na fase contínua, pode-se escrever para os fluxos de massa na interface:

$$\dot{W}_A = u_s \bar{C}_{A,S} + \delta_A \left. \frac{d\bar{C}_A}{dr} \right|_s \quad e \quad 2.5.9$$

$$\dot{W}_B = -u_s \bar{C}_{B,S} - \delta_A \left. \frac{d\bar{C}_B}{dr} \right|_s = 0 \quad 2.5.10$$

O termo convectivo $u_s \bar{C}_{B,S}$, segundo Andrade [03], ocorre devido ao arraste provocado pelo componente estagnado, na direção em que se verifica a difusão. Existindo ainda um gradiente de pressão para o componente B, ocorrerá naturalmente uma transferência difusiva, porém como esse componente é insolúvel na fase líquida, deverá ocorrer em contrapartida uma transferência convectiva, de velocidade u , na direção oposta, de maneira que haja uma compensação desse fluxo difusivo, o que resulta um fluxo de massa nulo caracterizando esse componente como estagnado, semelhantemente às conclusões obtidas por Jakob [31], quando estuda a difusão de um gás através de um outro estagnado em um tubo. Logo, será o transporte convectivo estabelecido o responsável pelo arraste do componente A.

Considerando a pressão total, p , no interior da bolha constante, ou seja:

$$\bar{p}_{A,S} + \bar{p}_{B,S} = \bar{p}_A + \bar{p}_B = p = const. \quad 2.5.11$$

após escrever as equações 2.5.9 e 2.5.10 em função das pressões parciais conforme 2.5.7, obtém-se para o fluxo de massa na interface, a relação:

$$\delta_A \left. \frac{d\bar{C}_A}{dr} \right|_s = \dot{W}_A \left(1 - \frac{\bar{p}_S}{p} \right) \quad 2.5.12$$

Igualando essa equação à equação 2.5.8, obtém-se finalmente:

$$\dot{W}_A = \frac{\bar{b}}{[T] \left[1 - (\bar{p}_S / p) \right]} (\bar{C}_S \bar{T}_S - \bar{C}_m \bar{T}_m) \quad 2.5.13$$

Assim, o coeficiente de transferência de massa simultâneo $b_{\xi \delta}$, pode ser definido como:

$$b_{\xi \delta} = \frac{\bar{b}}{1 - (\bar{p}_S / p)} \quad 2.5.14$$

logo, tem-se para o nosso componente A em estudo, para [T] igual a \bar{T}_m

$$\dot{W}_A = b_{\xi \delta} \frac{(\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m)}{\bar{T}_m} \quad 2.5.15$$

Analogamente ao fluxo de massa, o fluxo de calor na interface será constituído de um termo convectivo e de um termo difusivo, sendo expresso por:

$$\dot{Q} = \rho \, cp \, \frac{\dot{W}_A \bar{p}_s}{\bar{C}_s \bar{p}} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) - \xi_{\delta} \, \rho \, cp \, \left. \frac{dT}{dr} \right|_s \quad 2.5.16$$

sendo as propriedades físicas referentes à mistura gasosa.

Partindo agora da equação 2.5.1 que estabelece uma relação de fluxo na superfície através do coeficiente de transferência de calor \bar{h} , num processo análogo ao feito para massa e utilizando a equação 2.5.13, chega-se à equação para o fluxo de calor na interface:

$$\dot{Q} = \left[\frac{\rho \, cp \, \bar{p}_s \, \bar{b}}{[T] (p - \bar{p}_s)} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \right] (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad 2.5.17$$

Assim tem-se que o fluxo de calor, em um processo simultâneo, será calculado a partir de um coeficiente de transferência de calor obtido da solução do problema térmico e de um coeficiente de transferência de massa obtido da solução do problema mássico.

De maneira análoga ao fluxo mássico, pode-se identificar na equação 2.5.17 um coeficiente de transferência simultâneo de calor, $h_{\xi \delta}$ dado por:

$$h_{\xi \delta} = \frac{\rho \, cp \, \bar{p}_s \, \bar{b}}{[T] (p - \bar{p}_s)} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \quad 2.5.18$$

passando a equação 2.5.17 à seguinte forma:

$$\dot{Q} = h_{\xi \delta} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad 2.5.19$$

Ao fazermos uma análise da equação 2.5.17, podemos observar claramente o efeito simultâneo de transferência de massa na transferência de calor através do termo:

$$\frac{\rho c p \bar{p}_s \bar{b}}{[T] (p - \bar{p}_s)} (\bar{C}_s \bar{T}_s - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \quad 2.5.20$$

visto que, se $\bar{C}_s \bar{T}_s = \bar{C}_m \bar{T}_m$ a equação 2.5.17 reduz-se a:

$$q = \bar{h} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad 2.5.21$$

que é a forma usual para o fenômeno de transferência de calor isolado.

CAPÍTULO 3 - EQUIPAMENTOS E MEDIDAS EXPERIMENTAIS

3.1 - Introdução

Uma etapa extremamente importante no presente trabalho, refere-se, inegavelmente, às medidas experimentais realizadas, pois delas dependem as conclusões finais. Como consequência deste fato, criteriosos métodos de medida foram empregados, principalmente aqueles referentes à transferência de massa, sobre os quais, como é sabido, recaem as maiores dificuldades. Além disso, tomou-se o cuidado de se verificar a reprodutibilidade dos dados, de maneira a garantir consistência em relação aos resultados obtidos.

Dois equipamentos foram montados para coleta dos dados experimentais: um primeiro, em acrílico, visando o estudo do processo de borbulhamento isotérmico, ou seja, somente transferência de massa; o segundo, em vidro e cobre para o processo de borbulhamento com transferência simultânea de calor e massa. Estes equipamentos variaram basicamente quanto aos materiais de construção da coluna de borbulhamento (vidro ou acrílico), do cone e da placa de distribuição (acrílico ou cobre), mantendo-se as mesmas dimensões e os mesmos acessórios.

As medidas experimentais efetuadas foram: variação da concentração, da temperatura e da altura da fase líquida com o tempo de borbulhamento; temperatura da fase gasosa no cone; temperatura e pressão de saturação do etanol; vazão e pressão do ar seco; temperatura da tubulação de cobre entre os saturadores e o cone. Várias outras foram calculadas, tais como tempo de residência, raio da bolha e velocidade de ascensão.

Conforme já comentado, o conhecimento das propriedades interfaciais é fundamental quando se trata do estudo de dispersões do tipo gás-líquido ou líquido-líquido. Porém, devido a inúmeros fatores, há grandes dificuldades em se realizar essas medidas. Pode-se observar, contudo, que os resultados obtidos da modelagem empregada, leva a equações que permitem o cálculo de variáveis tais como os coeficientes de transferência e mesmo a concentração e temperatura da interface em função de grandezas relativamente fáceis de serem medidas com exatidão.

A fim de se obterem medidas experimentais confiáveis, procurou-se, nos equipamentos montados, fazer um bom controle na operação através de medidas de temperatura em vários pontos do processo, conforme poderá ser visto a seguir, medidas de concentração em pequenos intervalos de tempo, visando detectar possíveis amostras problema, bem como cuidados

especiais na coleta e armazenagem das amostras para se evitar evaporação dos componentes e consequentemente, comprometimento dos resultados.

3.2 - Descrição da Aparelhagem

As figuras 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4 mostram a aparelhagem utilizada e um esquema detalhado dos processos de absorção isotérmico e não isotérmico utilizados no estudo experimental.

A montagem é constituída das seguintes partes ou unidades principais:

- bombeamento, secagem e distribuição do ar;
- obtenção da fase dispersa, constituída por ar saturado de etanol, e aquecimento da mistura obtida;
- absorção ocorrendo através do borbulhamento da mistura gasosa através da fase líquida num tubo cilíndrico (borbulhador);
- refrigeração e condensação da massa arrastada e/ou evaporada da fase líquida.

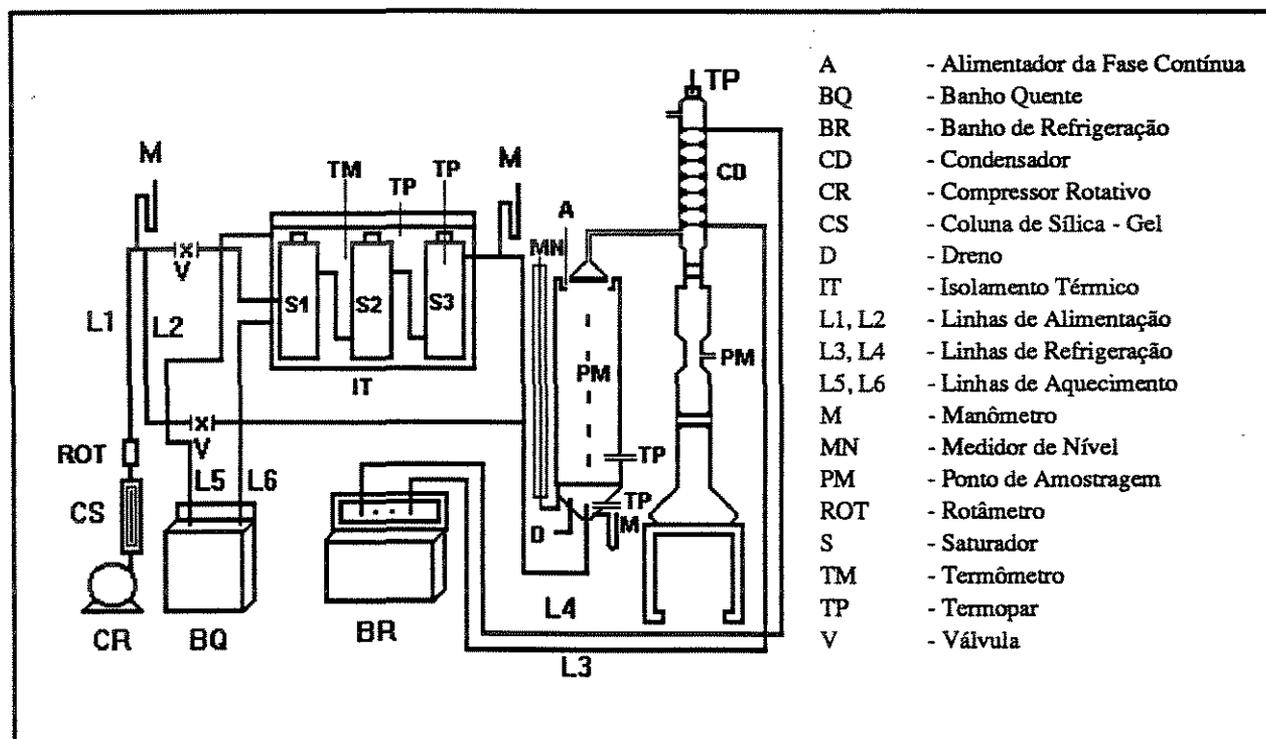


Figura 3.1 - Montagem Experimental

A seguir descreveremos cada unidade e seus respectivos equipamentos.

a) Bombeamento, Secagem e Distribuição do Ar

A fase gasosa ou dispersa é constituída da mistura ar etanol, sendo utilizado um compressor rotativo de fabricação da Primar, modelo 141, com uma vazão máxima de 37 litros por minuto. Antes da saturação com etanol, o ar é secado em uma coluna de sílica-gel, constituída de um tubo acrílico com 3.5 cm de diâmetro interno e 100 cm de comprimento, cujo ar entra na parte inferior, saindo após passar pelo recheio de sílica-gel, na parte superior.

Para testar a eficiência da coluna, foi necessário a construção de um psicrômetro gravimétrico visto que as baixas vazões utilizadas no processo impossibilitaram o uso de outros tipos mais comuns e comerciais. A eficiência da coluna foi considerada bastante satisfatória visto a umidade de saída do ar ter atingido valores inferiores a 0.1%.

Devido aos orifícios presentes na base da coluna de líquido (distribuidor), há uma evasão da fase líquida para o cone por gravidade, o que leva à necessidade de um bombeamento constante da fase gasosa durante a alimentação e presença do líquido no borbulhador. Assim, o ar, após sêco, pode seguir dois caminhos: ir diretamente para os frascos saturadores, ou para o cone na base do cilindro de borbulhamento, a fim de reter a fase líquida no mesmo. Esta seleção de rota é feita, através de uma bifurcação na linha, tendo em cada linha uma válvula tipo esfera controlada manualmente.

Esta bifurcação é necessária para controlar o tempo inicial da transferência tanto de calor quanto de massa, pois, caso se faça a alimentação do líquido na presença da fase gasosa aquecida ou saturada, este controle inicial não será possível. Desta maneira, faz-se a alimentação da fase líquida com ar seco borbulhando à temperatura ambiente e, logo após, inicia-se o processo de absorção com o ar saturado à temperatura desejada.

b) Obtenção da Fase Dispersa

Esta etapa do processo tem uma importância vital, visto que a temperatura e a composição da fase dispersa na entrada do borbulhamento são variáveis fundamentais no modelo em estudo.

A saturação do etanol no ar é um processo endotérmico, o que provoca uma variação contínua da temperatura nos saturadores, influenciando assim na concentração e na temperatura da mistura gerada. Assim sendo, os saturadores, num total de três, são mantidos num banho térmico, constituído de uma caixa térmica fechada, tendo como

líquido de banho, água que circula continuamente a uma temperatura constante controlada por um banho termostático de fabricação da Veb Prufgerate - Wear, modelo Thermostat V-10.

O ar entra sêco à temperatura ambiente no primeiro frasco, saindo saturado em etanol à temperatura do banho, seguindo através de uma tubulação de cobre, aquecida a fim de evitar a condensação do etanol, até o cone também aquecido, sendo então admitido na coluna de borbulhamento.

O aquecimento da linha e do cone é feito com resistências elétricas, isoladas com missangas de cerâmica, ligadas a um transformador variador de voltagem de fabricação da Sociedade Técnica Paulista, modelo Dawer DPM 110-11, enroladas na parte externa e recobertas com manta de fibra cerâmica.

c) Refrigeração e Condensação da Massa Arrastada e/ou Evaporada

Por arraste e/ou evaporação, há uma perda de etanol e de água na coluna de borbulhamento, o que torna necessária a coleta deste material para a correção das medidas de concentração efetuadas ou taxas de massa transferida.

O sistema é constituído de um banho de fabricação da Fanem, modelo MD 111, para obtenção da água gelada e de um condensador isolado com fibra cerâmica, onde a água gelada circula. O condensado é coletado num balão volumétrico após passar por um coletor de amostras.

d) Absorção

A unidade de absorção, ou borbulhador, é mostrado nas figuras 3.1, 3.2, 3.3 e 3.4, sendo contituída basicamente de:

- tubo com 9 cm de diâmetro interno e 30 cm de altura, com pontos de coleta de amostras na parede, a cada 3 cm, formando uma linha vertical;
- tampa removível em forma de funil invertido com o tubo curvado para baixo, ligado à parte inferior do condensador, com ponto de alimentação para a fase líquida;
- distribuidor, consistindo de uma placa com 13 orifícios de 0.8 mm de diâmetro distribuídos de forma triangular, instalada na base do borbulhador, para a distribuição da fase dispersa como bolhas;

- cone coletor da fase dispersa, instalado sob a placa perfurada, contendo medidor de temperatura e de pressão para controle da mistura gasosa.

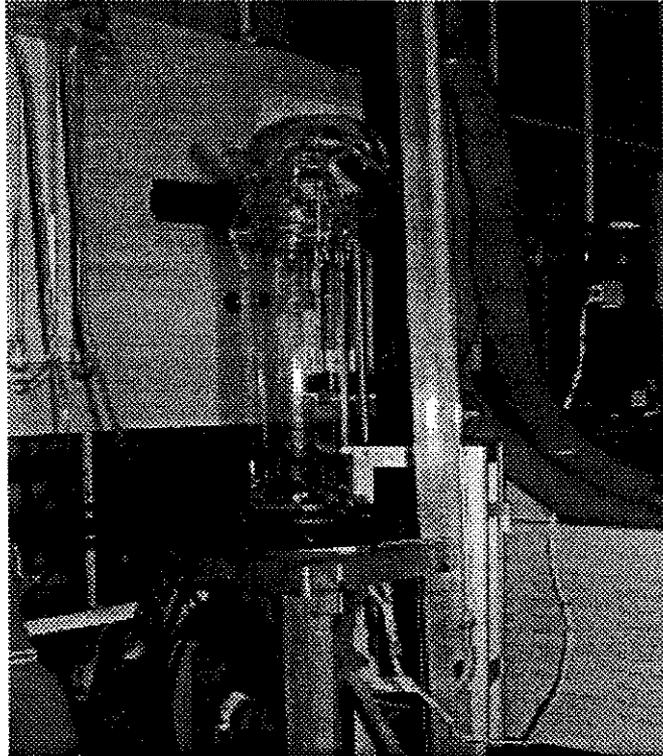


Figura 3.2 - Coluna de Absorção ou Borbulhador

3.3 - Medidas Efetuadas e Operação do Equipamento

Todo o processo é monitorado com rotâmetro, medidor de nível, termopares, termômetros e manômetros de mercúrio e coletores de amostras, conforme mostrado na figura 3.4:

a) Rotâmetro - utilizado na medida da vazão do ar seco alimentado. Esta medida é usada para determinar a vazão de etanol no sistema. É fabricado pela ALLINOX - São Paulo, tendo o seu flutuador original de aço inox sido substituído por um de "nylon" especialmente construído para registro das baixas vazões, 0.3 a 5 l/min de ar, utilizadas no processo. A calibração foi realizado por um rotâmetro padrão da GILMONT, Instruments, Inc., modelo F 1300.

b) Medidor de Nível - a obtenção da altura da mistura dos fluidos no borbulhador foi feita através de um orifício na placa distribuidora instalado na base da coluna líquida, ligado através da parede do cone, por uma mangueira, a um tubo de vidro vertical graduado, externo ao

cilindro borbulhador. Esta medida tem que ser feita sem interferência do borbulhador, para tal foi usado um tubo externo. Esta medida é usada para o cálculo do volume de líquido e a pressão dentro do borbulhador.

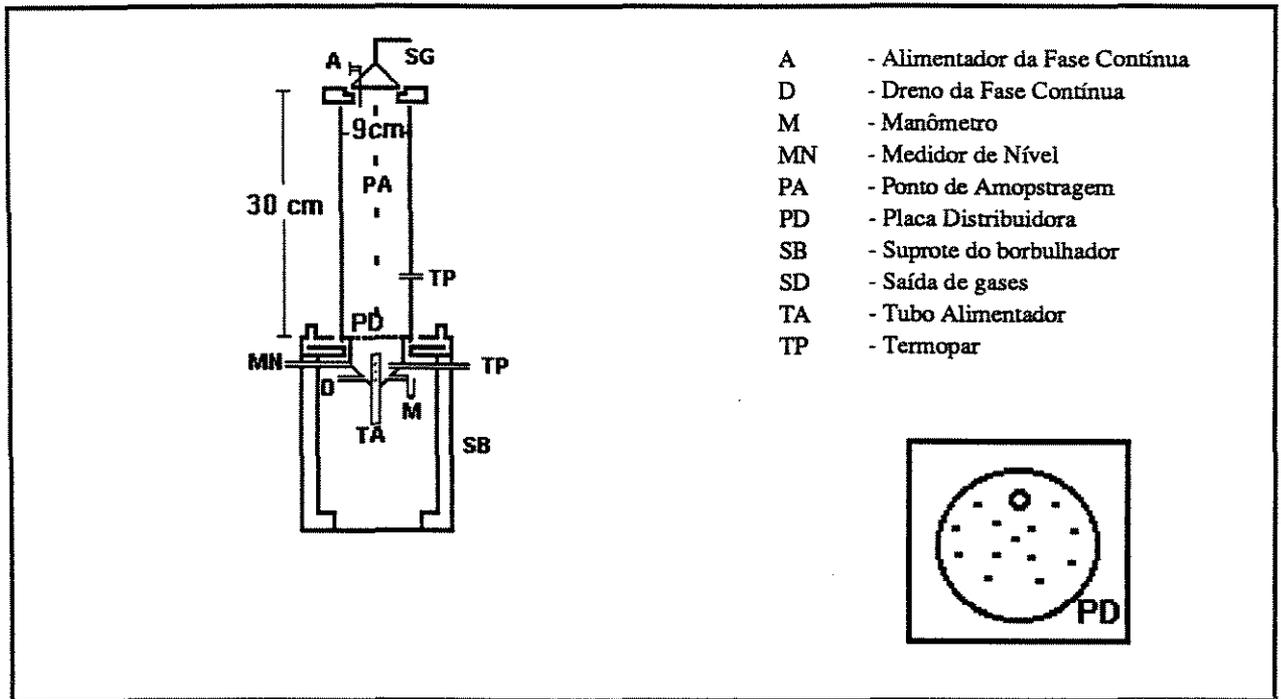


Figura 3.3 - Esquema da Célula de Borbulhamento

c) Termopares - Os termopares foram construídos a partir de cabos do tipo Ferro-Constantan, ligados a um multivoltímetro digital fabricado por Equipamentos Científicos do Brasil (ECB), modelo MD-045. São seis as medidas de temperatura feita por termopares, quais sejam:

- líquido em borbulhamento para obtermos o perfil da temperatura com o tempo (Temp. Borb.);
- fase dispersa no cone a fim de termos a temperatura inicial das bolhas na entrada do borbulhador (Temp. Cone);
- parede externa da tubulação de cobre que liga os frascos saturadores ao cone (Temp. Tubo);
- etanol no terceiro ou último saturador para cálculo da pressão de vapor do etanol e conseqüentemente a fração molar do etanol na fase dispersa. Para esta medida, foi instalado um poço no saturador, ficando o termopar imerso em parafina (Temp Sat.);
- água do banho térmico dos saturadores para controle da temperatura desejada na fase dispersa (Temp. Banho);
- temperatura ambiente (Temp. Amb.).

d) Termômetros de Mercúrio - dois termômetros de mercúrio de precisão são usados: um, no banho termostático que aquece a água para reciclo no banho dos saturadores; e outro, no banho térmico dos saturadores, situado nas proximidades do termopar, a fim de se obter o valor da correção das medidas dos termopares.

e) Manômetros de Mercúrio - são três as medidas de pressão: após o rotâmetro visando a correção da vazão do ar, na saída do terceiro vaso saturador e no cone. O mercúrio foi usado como líquido manométrico devido ao valor da pressão na linha de alimentação de ar ser alta para fluidos como água, tetracloreto de carbono, entre outros, bem como evitar contaminação no ar seco pela água ou outro componente qualquer, passível de interferência na transferência de massa.

f) Coletores de Amostras - os resultados da concentração de etanol com o tempo da corrida são obtidos através de análises cromatográficas feitas em pequenas quantidades de amostras da fase líquida, coletadas em orifícios existentes na parede do cilindro vedados com discos de silicone em seringas de 1 ml, a fim de evitar influência no volume de líquido no borbulhador. Os orifícios de coleta de amostras no cilindro estão ao longo de uma linha vertical a uma distância média de 3 cm entre si, visando ao estudo da variação da concentração do etanol com a altura dentro do borbulhamento, figura 3.3. Cada amostra coletada era analisada continuamente, ou seja, no mesmo dia de coleta, evitando assim o armazenamento das mesmas a fim de não ocorrer alterações indesejadas, embora tenham sido feitos testes de análise por mais de 24 horas

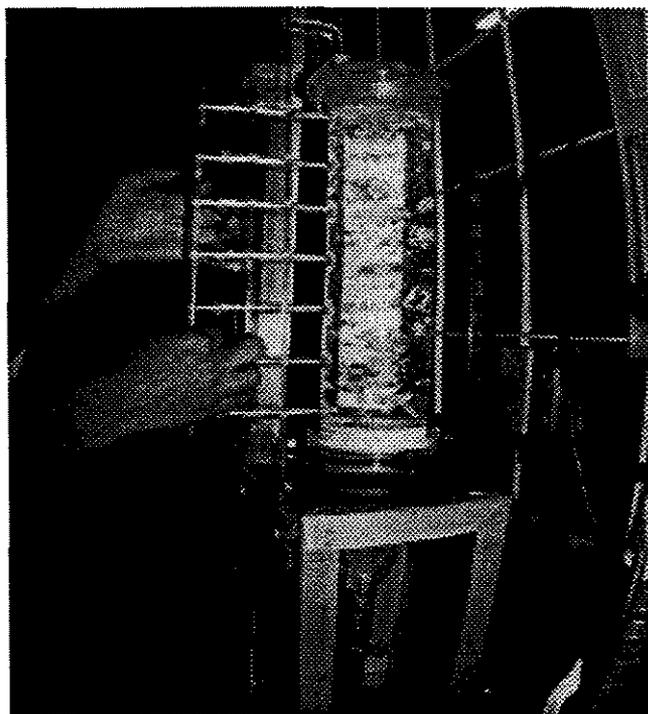


Figura 3.4 - Coletor Simultâneo de Amostras

sem alterações na concentração das mesmas.

Foi construído um coletor de amostra que permite tomar 7 amostras simultâneas do líquido em borbulhamento, figura 3. 4. Tem-se ainda coleta de amostras do condensado na saída do condensador, através de um coletor desenvolvido especificamente para tal. Consiste de um tubo com conexões macho e fêmea esmerilhadas nos extremos, com uma torneira do tipo de bureta, que quando fechada, armazena condensado com um orifício de coleta de amostra vedado com disco de silicone.

3.4 - Métodos de Análise

As análises realizadas foram da variação da concentração de etanol com o tempo na fase líquida através de cromatografia gasosa. Houve a necessidade de selecionar o tipo de detetor mais apropriado para as análises realizadas, visto a ampla faixa de concentração presente no processo. É comum a utilização com vantagens de detetores de condutividade térmica para determinar concentração da mistura água etanol, visto o fornecimento da área referente tanto da quantidade de etanol, quanto a de água nos cromatogramas. Porém quando se tem baixas concentrações de etanol, há uma sobreposição dos picos dos dois componentes, o que inviabiliza a análise desejada. Assim estudou-se a alternativa de utilização do detetor de ionização de chama, que, embora forneça somente o etanol presente na amostra, permite, através de padrões analíticos, chegar-se às quantidades reais de cada componente.

O cromatógrafo utilizado é de fabricação da Walnut Creek Instrument Division, VARIAN, modelo 3000. Ainda referente ao cromatógrafo destaca-se:

a) Coluna cromatográfica - 1 metro de comprimento em tubo de aço inox com 3/8 de polegadas de diâmetro recheada com Porapak S operando a uma temperatura de 150 °C.

b) Detetor - de ionização de chama que permite detecção de etanol em misturas aquosas com concentração de etanol bastante baixas, operando a uma temperatura de 200 °C.

c) Vaporizador - trabalhando a temperatura 150 °C.

d) Gases Cromatográficos - gases ultra puros fornecidos por Oxigênio do Nordeste: hidrogênio, nitrogênio e ar sintético. O hidrogênio e o ar foram usados como mistura de queima com 30 e 300 ml/min de vazão respectivamente, sendo o nitrogênio usado como gás de arraste com fluxo de 30 ml/min.

e) Padrões Analíticos - ao se utilizar detetor de ionização de chama, fez-se necessária a utilização de padrões analíticos. Os padrões analíticos usados foram de aproximadamente 5, 25 e 50 % de etanol P.A. - Merk e água destilada, preparados em frascos especiais próprios para cromatografia com tampas de perfeita vedação, os quais serviram de base para a obtenção de uma curva da variação da área cromatográfica com a concentração de etanol a ser utilizada como base para a obtenção da concentração do etanol nas amostras. Todas as vezes que o cromatógrafo entrava em operação, uma nova curva padrão era obtida, para garantir as mesmas condições de operação entre os padrões e as amostras em análise. Para o preparo desses padrões, utilizou-se uma balança analítica fabricada pela Sartorius.

f) Registro das amostras - um integrador processador de fabricação da Instrumentos Científicos C. G. Ltda., modelo CG 300, ligado ao cromatógrafo, foi utilizado para registrar as áreas correspondentes ao etanol presente em cada amostra analisada.

g) Amostras cromatográficas - após coletar as amostras no processo conforme abordado no item anterior com seringas Hamilton de $10\mu\text{l}$, volumes de $1\mu\text{l}$, são coletadas na própria seringa coletora de amostra e injetados no cromatógrafo para análise, variando o tempo de análise entre 4 a 10 min. a depender da quantidade de etanol presente em cada volume injetado. Cada amostra coletada no processo foi analisada no mínimo duas vezes. Não foram aceitos erros maiores que 1.5%.

CAPÍTULO 4 - DADOS EXPERIMENTAIS

4.1 - Introdução

Um trabalho experimental é feito normalmente com o objetivo de analisar algum fenômeno físico, assim sendo, para que se possam tirar conclusões, é primordial assegurar resultados consistentes e confiáveis através do uso de métodos precisos de medida.

Deve-se, ainda, procurar realizar os experimentos utilizando amplas faixas de valores para às variáveis envolvidas como temperatura, vazão, concentração e volume de líquido a fim de se ter uma melhor análise do processo estudado.

Procurando atender aos dois pontos citados, tem-se:

- alguns experimentos foram realizados mais de uma vez nas mesmas condições de operação a fim de testar a reprodutibilidade da montagem experimental;
- amostras tomadas simultaneamente em pontos distintos do borbulhamento foram analisadas para testar a influência nos resultados com respeito à concentração e o ponto de coleta de amostra;
- faixa de temperatura mais ampla possível, 28 °C a 65 °C permitida pela mistura etanol-água foram usadas, limitada pelas propriedades físicas;
- faixa de vazão da fase gasosa mais ampla possível foram avaliadas, $2.36E-5 \text{ m}^3/\text{s}$ a $5.7E-5 \text{ m}^3/\text{s}$, limitada pelo comportamento das bolhas no borbulhamento; das mais baixas permitindo vencer a coluna de líquido, até as mais altas limitadas não só pela não aglomeração das bolhas, mas também pela capacidade do compressor usado;
- diferentes volumes de líquido no borbulhador foram testados, provocando diferentes alturas de borbulhamento, 0.03 m a 0.09 m, no início do experimento.

Desta forma, para o sistema envolvendo transferência de massa isotérmica, foram realizados um total de nove experimentos a 28 °C nos saturadores, sendo utilizadas quatro vazões distintas para a fase gasosa, cada uma em três diferentes alturas iniciais do líquido. Já para os experimentos envolvendo transferência simultânea de calor e massa, foram realizados um total de vinte e sete experimentos abrangendo três temperaturas distintas nos frascos saturadores, três vazões para a fase gasosa e três alturas iniciais para a fase líquida.

4.2 - Reprodutibilidade do Equipamento

Com o objetivo de se testar a reprodutibilidade das medidas efetuadas, uma série de experimentos foram repetidos e comparados os resultados, tendo sido obtidos resultados bastante satisfatórios, conforme pode ser observado nas figuras 4.2.1 (a) e (b).

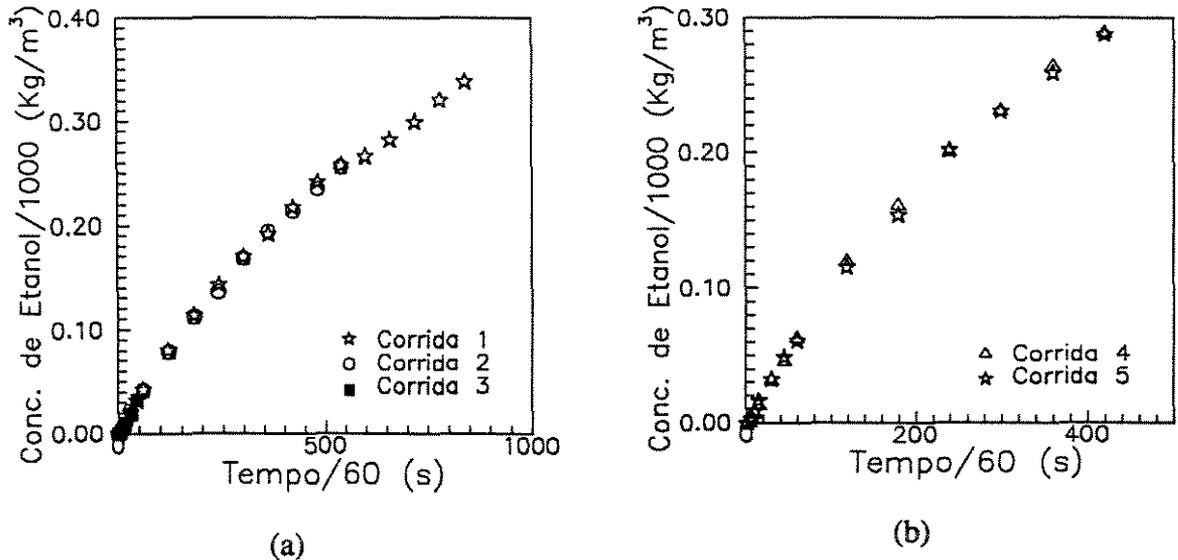


Figura 4.2.1 - Reprodutibilidade

A figura 4.2.1 (a) apresenta um mesmo experimento realizado parcialmente três vezes. Estes testes foram realizados em dias diferentes sendo todo o equipamento desligado e posteriormente religado. Na figura 4.2.1 (b), um outro experimento foi realizado integralmente duas vezes também em dias diferentes. O que se pode observar, é que existe uma reprodutibilidade muito boa do equipamento construído, independentemente das condições de temperatura, vazão, concentração, volume de líquido, entre outras.

4.3 - Variação da Concentração com a Altura da Fase Líquida no Borbulhador

Conforme citado no capítulo 3, item 3.3, um coletor de amostras simultâneo foi montado com o objetivo de se fazer um estudo da variação da concentração dentro do borbulhador em função da altura da coluna de líquido. Os resultados desse estudo encontram-se na figura 4.3.1, mostrando que existe uma homogeneidade na concentração do líquido presente no borbulhador gerado pelo movimento das bolhas. Desta forma, pode-se desprezar qualquer efeito do

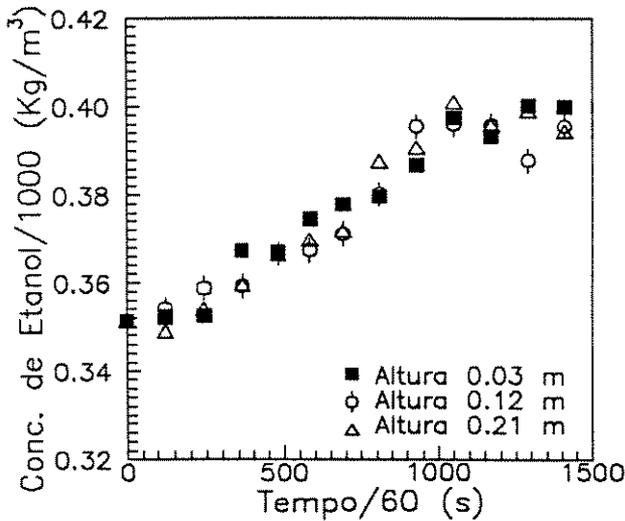


Figura 4.3.1 - Variação da Concentração com Altura

gradiente de concentração na fase contínua ao longo do borbulhador em qualquer análise feita. A mesma consideração pode ser feita com relação à temperatura.

4.4 - Transferência de Massa

Os estudos realizados para a transferência de massa isotérmica foram realizados numa temperatura de 28 °C nos frascos saturadores. Este valor foi escolhido após alguns testes experimentais quando se procurou minimizar a influência do aumento de temperatura pelo líquido logo no início do experimento, proveniente da energia de mistura entre o etanol e a água. O capítulo 5, item 5.4.4.9 mostra, através de dados experimentais, a variação da entalpia de mistura para o sistema etanol-água, em função da temperatura e da concentração. Isto foi necessário devido ao fato da análise desejada nesta etapa não contemplar qualquer influência da temperatura no processo de absorção.

Foi realizado um total de doze corridas experimentais, para quatro vazões e três alturas distintas, quais sejam:

$$Q_0 = 2.36E - 5 m^3 / s$$

$$Q_1 = 2.98E - 5 m^3 / s$$

$$Q_2 = 3.86E - 5 m^3 / s$$

$$Q_3 = 5.70E - 5 m^3 / s$$

$$A_1 = 0.03 m$$

$$A_2 = 0.06 m$$

$$A_3 = 0.09 m$$

A tabela 4.4.1 apresenta os dados coletados em uma das corridas, sendo que todas elas encontram-se no Anexo I, item I.1. Conforme abordado no capítulo 3, item 3.3 - letra c - seis termopares foram instalados ao longo do processo, visando ao cálculo de algumas variáveis, bem como para controle do mesmo. Esta tabela apresenta ainda a altura da fase contínua misturada com a fase dispersa presentes no borbulhador, bem como a concentração de etanol da fase líquida no mesmo.

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.20	28.4	28.4	28.4	30.5	26.4	24.3
5	0.0138	3.30	28.7	28.2	28.2	30.5	29.1	23.9
10	0.0313	3.35	28.7	28.2	28.2	30.9	30.7	23.8
15	0.0435	3.40	28.6	28.2	28.2	30.9	31.6	23.8
30	0.0517	3.45	28.7	28.2	28.2	31.1	33.3	23.8
45	0.1117	3.65	28.6	28.2	28.2	31.1	33.9	23.6
60	0.1411	3.70	28.4	28.0	28.0	31.3	33.9	23.6
120	0.2342	4.00	28.7	28.0	28.0	31.1	31.6	23.4
180	0.3013	4.20	28.7	28.2	28.2	31.5	30.3	23.2
220	0.3355	4.40	28.7	28.2	28.2	31.3	29.1	23.2
225	0.3392	4.50	28.7	28.4	28.4	31.3	28.9	23.0
230	0.3418	4.60	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.2
235	0.3463	4.65	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.0
240	0.3503	4.70	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.2
245	0.3559	4.70	28.7	28.4	28.4	31.3	28.7	23.2
250	0.3540	4.75	28.7	28.2	28.2	31.1	28.9	23.1
255	0.3615	4.80	28.6	28.2	28.2	31.3	28.5	23.1

Tabela 4.4.1- Dados do Experimento $Q_3 A_1$ - Transferência de Massa Isotérmica

Pode-se observar que, na fase líquida, há um aumento inicial de temperatura, causado pelo fato da mistura etanol-água ser exotérmica. Embora haja essa variação, o processo pode ser considerado isotérmico, por ser pequena a faixa de variação das propriedades da fase líquida, na faixa de temperatura existente em cada experimento. No cálculo dessas propriedades, um valor médio de temperatura foi utilizado. Os experimentos desta etapa do trabalho têm os seguintes códigos, $Q_n A_m$, onde os índices n e m correspondem aos das vazões e alturas respectivamente.

4.5 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

Nessa etapa dos trabalhos, vinte e sete experimentos foram realizados, tendo sido utilizados três valores distintos para a temperatura de alimentação da fase dispersa, três vazões e três diferentes alturas iniciais de borbulhamento, quais sejam:

$$\begin{array}{lll}
 T_1 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} & Q_1 = 2.98E - 5 \text{ m}^3 / \text{s} & A_1 = 0.03 \text{ m} \\
 T_2 = 55 \text{ } ^\circ\text{C} & Q_2 = 3.86E - 5 \text{ m}^3 / \text{s} & A_2 = 0.06 \text{ m} \\
 T_3 = 65 \text{ } ^\circ\text{C} & Q_3 = 5.70E - 5 \text{ m}^3 / \text{s} & A_3 = 0.09 \text{ m}
 \end{array}$$

A tabela 4.5.1 apresenta os resultados de um destes experimentos, sendo que o conjunto de resultados obtidos encontra-se no Anexo I, item I.2.

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.50	73.2	65.2	62.0	59.7	30.7	23.2
2	0.0344	3.90	73.4	65.2	62.0	58.8	41.9	23.8
5	0.0768	4.00	73.8	65.0	62.0	60.3	51.8	23.6
10	0.1438	4.40	73.9	65.0	61.6	63.5	59.7	23.0
15	0.1974	4.70	74.1	65.2	61.6	64.2	61.4	22.8
18	0.2281	4.95	74.3	65.2	61.6	65.3	62.0	23.6
20	0.2496	5.10	74.3	65.2	61.6	65.7	62.0	23.6
21	0.2635	5.15	74.3	65.2	61.6	65.7	61.8	23.4
22	0.2641	5.25	74.3	65.2	61.6	65.7	61.8	23.8

Tabela 4.5.1- Dados do Experimento $T_3 Q_3 A_1$ - Transferência Simultânea

Analisando a tabela acima, pode-se observar a grande variação na temperatura da fase líquida e conseqüentemente a sua possível influência nas propriedades da fase líquida. Os seguintes códigos foram atribuídos para os experimentos nessa etapa do trabalho, $T_a Q_n A_m$, onde a, n e m correspondem aos índices das temperaturas, vazões e alturas respectivamente.

CAPÍTULO 5 - METODOLOGIA DE CÁLCULO

5.1 - Introdução

No capítulo 2, apresentou-se o modelo teórico proposto com as equações a serem usadas nos cálculos dos perfís de concentração e temperatura no processo de transferência de massa isotérmico, e no processo de transferência de calor e massa simultâneos. No presente capítulo, pretende-se abordar como serão calculados estes perfís e as equações utilizadas para tal.

Como podem ser detectada nas diversas equações do capítulo 2, as propriedades dos vários fluidos e misturas envolvidas no processo estão presentes, havendo a necessidade do cálculo das mesmas.

Os fluidos presentes no processo em estudo são ar, etanol e água e as misturas etanol-ar e etanol-água. Um fator importante, que tem que ser levado em consideração, é a variação das propriedades dos fluidos quando encontram-se isolados e/ou quando apresentam-se numa mistura, principalmente em se tratando da mistura etanol-água, que é uma mistura polar.

Tem-se, ainda, a variação dessas propriedades com a temperatura e com a concentração, sendo que no processo em estudo há uma variação simultânea tanto da temperatura, quanto da concentração, logo deverá ser levada em conta a variação simultânea no cálculo da propriedade.

Para algumas dessas propriedades dos fluidos isolados ou das misturas envolvidas, dados experimentais são encontrados na bibliografia, porém, em alguns casos, por falta destes tem-se que partir para modelos empíricos encontrados na literatura. Visando minimizar os possíveis erros dos valores dessas propriedades, dados de diversas fontes, foram obtidos realizando-se uma comparação entre os mesmos.

Os cálculos dessas propriedades são apresentadas a seguir, para a fase dispersa e para a fase líquida, além dos cálculos para raio, velocidade de ascensão e tempo de residência da bolha, entre outras.

5.2 - Equações para Cálculo dos Perfís de Concentração e de Temperatura

5.2.1 - Processo de Transferência da Massa Isotérmico

No processo de absorção por borbulhamento aqui estudado, devido à diferença de concentração e temperatura entre as fases dispersa e contínua envolvidas, há uma troca de massa e calor entre estas fases. Considerando o processo isotérmico e uma maior concentração de dado componente na bolha, ocorrerá uma transferência de massa de cada bolha ao longo do seu deslocamento para a fase líquida. Com o objetivo de quantificar a massa total transferida pelas bolhas no processo, o modelo teórico apresenta uma equação para cálculo da massa transferida por uma bolha como uma função do tempo.

A seguinte equação de balanço de massa será usado para o cálculo da concentração da fase contínua:

$$C_{ALf} = C_{ALi} + \frac{W}{V_L} \int_0^t N(t) dt \quad 5.2.1.1$$

sendo:

- C_{ALf} - concentração final do componente A na fase líquida no tempo t ;
- C_{ALi} - concentração inicial do componente A na fase líquida no tempo t ;
- V_L - volume de líquido no borbulhador;
- $N(t)$ - número de bolhas alimentadas no borbulhador por unidade de tempo;
- W - a massa transferida por uma bolha para o líquido.

Rangel [48] considera o sistema isotérmico, com as propriedades da fase líquida calculadas a uma temperatura média constante

Esta equação baseia-se em um balanço global que leva em conta o tempo total de borbulhamento, estando ainda o processo de transferência associado ao tempo de residência das bolhas na fase líquida, bem como a um dado tempo de transferência de massa que será abordado posteriormente.

Um fator importante no uso da equação 5.2.1.1 é o intervalo de tempo usado na integração da mesma. Em [02], ao analisar o processo de transferência de calor ocorrendo isoladamente através da equação 5.2.2.1, similar a aqui analisada para transferência de massa, o autor utiliza o tempo de residência da bolha, supondo que, durante todo o trajeto da mesma, calor é trocado. Já para a transferência de massa isotérmica se o tempo de residência for usado, o modelo atinge o equilíbrio nos primeiros instantes da corrida, o que não acontece experimentalmente. Assim,

partiu-se para a análise de um intervalo de tempo de integração coerente com a fenômeno físico medido experimentalmente.

Essa análise mostrou o quanto esta variável é importante e sensível no processo, necessitando um estudo mais profundo. Partiu-se assim para um estudo do intervalo de tempo que a massa existente numa bolha levaria para transferir-se para a fase líquida, função da concentração da mesma fase. Um programa em linguagem FORTRAN foi desenvolvido, chegando-se à conclusão da necessidade de se calcular o tempo de transferência de massa de etanol da bolha para o líquido, a cada variação da concentração da fase líquida.

Assim, os cálculos serão feitos variando o tempo de integração com o tempo de transferência da massa da bolha calculado a cada nova concentração da fase líquida.

5.2.2 - Processo Simultâneo de Transferência de Calor e Massa

Conforme discutido no item anterior, para o processo de absorção por borbulhamento, estudado neste trabalho, a transferência de massa e de calor entre duas fases, ocorre devido à diferença de concentração e temperatura entre elas. No que se refere ao processo simultâneo de transferência de calor e massa, também o ponto de partida será um balanço global, levando em conta o tempo total de borbulhamento, utilizando as equações do modelo teórico apresentados pelo cálculo da massa e do calor transferidos por uma bolha em função do tempo.

Para o perfil da temperatura será usado:

$$T_{L_f} = T_{L_i} + \frac{Q}{M_L \cdot cp} \int_0^t N(t) dt$$

5.2.2.1

onde:

T_{L_f} - temperatura final da fase líquida no tempo t;

T_{L_i} - temperatura inicial da fase líquida no tempo t;

M_L - massa de líquido no borbulhador;

cp - calor específico da fase líquida na temperatura inicial no tempo t.

No caso do perfil de concentração, a equação usada será a 5.2.1.1, sendo que o W será calculado para o processo simultâneo. Aqui, ambas as equações, para concentração e

temperatura, estão associadas ao tempo de residência das bolhas na fase líquida, além do tempo de transferência de massa e/ou calor disponíveis na bolha para ser transferida.

5.3 - Tempos de Transferência de Calor e/ou Massa da Bolha

Quando uma bolha desloca-se ao longo da coluna de líquido num processo de absorção por borbulhamento, que envolve transporte simultâneo de calor e massa, os fenômenos de transferência podem ocorrer simultânea, ou isoladamente, dependendo do tempo de residência, dos gradientes de concentração e de temperatura envolvidos, bem como das propriedades dos fluidos presentes.

Assim, o presente trabalho considera a possibilidade de ocorrer, ao longo do tempo de residência de cada bolha, o fenômeno simultâneo de transferência de calor e massa e/ou o fenômeno isolado de calor ou de massa. Logo, define-se:

- tempo de residência, que conforme já dito anteriormente, trata-se do tempo que a bolha está em contato com a fase contínua, variável ao longo do processo, visto a variação da altura da coluna líquida;
- tempo de transferência do calor existente na bolha ao entrar na coluna de borbulhamento até ter atingido o equilíbrio térmico entre as duas fases, também variável visto a mudança de temperatura da fase líquida;
- tempo de transferência da massa, no caso do etanol, presente na bolha, até haver atingido o equilíbrio mássico entre a bolha e o líquido, variável com o tempo, haja visto a variação da concentração existente no processo.

O conhecimento dos valores de cada um destes tempos é extremamente importante, haja vista que, se a transferência do calor e da massa presentes na bolha ocorrerem simultânea ou isoladamente, haverá diferença nos resultados finais. A metodologia de cálculo empregada neste trabalho calcula a cada intervalo de tempo usado nas equações apresentadas para concentração e para a temperatura, os novos tempos de transferência de calor e massa ocorrendo simultânea ou isoladamente, visto a variação das propriedades da fase líquida, bem como dos perfis de concentração e de temperatura.

Três subrotinas são incluídas no programa para o cálculo do tempo de transferência: uma para o cálculo do tempo de transferência simultânea; uma outra para o cálculo do tempo de

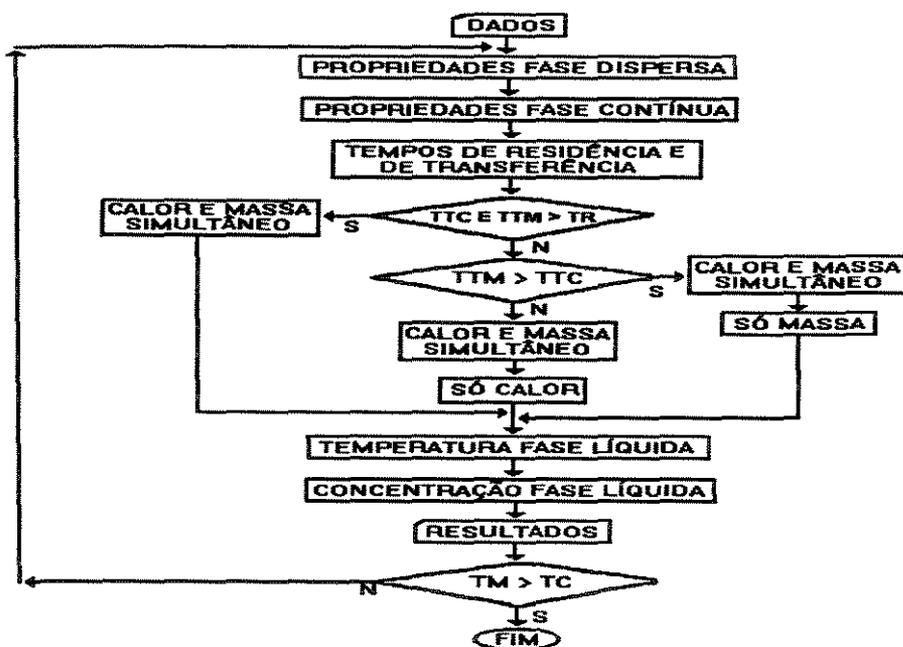
transferência caso o processo de transferência de massa ocorra isotermicamente; e outra caso no processo haja transferência de calor isoladamente. Esta separação é feita visto as possibilidades existentes das trocas de calor e/ou massa ocorrerem em tempos distintos e menores que o tempo de residência das bolhas, o que leva uma bolha a ter, ao longo do seu deslocamento, processos de transferência simultânea ou isoladas de calor e massa.

A lógica seguida nas três subrotinas é a mesma, qual seja:

- com o gradiente de concentração ΔC ou de temperatura ΔT , num dado instante do experimento, calcula-se a massa e/ou calor disponível para transferência;
- com as equações de cada modelo, simultâneo, calor ou massa, e um tempo inicial infinitesimal, calcula-se a massa e/ou calor transferido;
- compara-se este valor calculado pelo modelo com o disponível, fazendo-se acréscimos ao tempo, até haver uma igualdade destes valores, limitado evidentemente pelo tempo de residência da bolha.

5.4 - Roteiro de Cálculo

Os cálculos para a obtenção dos perfís de concentração e da temperatura da fase líquida no modelo proposto foram realizados através de um programa para computadores em linguagem FORTRAN com a seguinte estrutura:



sendo TTC, TTM, TR, TM e TC os tempos de transferência de calor, transferência de massa, de residência, da modelagem e do experimento respectivamente.

Cada uma destas etapas serão detalhadas a seguir:

5.4.1 - Dados:

A cada experimento, valores das condições experimentais de algumas variáveis são fornecidos, a fim de se calcularem os parâmetros do modelo em condições semelhantes:

- temperatura do banho dos saturadores, do terceiro saturador e do cone;
- vazão de ar seco;
- pressão da linha de ar seco;
- diâmetro do borbulhador;
- polinomial da altura, para o cálculo do tempo de residência da bolha, e da pressão média da coluna de líquido;
- polinomial da concentração e da temperatura da fase líquida, com o objetivo de facilitar a comparação simultânea numa mesma tabela dos perfís experimentais e teóricos;
- dados de literatura para o cálculo das propriedades das fases líquidas e/ou gasosas, bem como os experimentais da perda de calor para o ambiente, encontram-se, já presentes no modelo e nas subrotinas específicas, visto serem constantes para os diversos experimentos.

5.4.2 - Propriedades da fase dispersa:

Estas propriedades são funções da temperatura, da pressão e da vazão desta fase na entrada do borbulhador. Uma subrotina específica foi criada para estes cálculos. Devido às condições de operação do equipamento e da variação da temperatura no borbulhador, que influencia na temperatura do cone, a temperatura usada para o cálculo da fração molar e conseqüentemente da quantidade de etanol presente nas bolhas, é a do cone.

As variáveis calculadas são densidade, fração molar, vazão de etanol, condutividade térmica, calor específico, massa de etanol presente na bolha, entre outras. No cálculo das propriedades da bolha, levou-se em conta o fato de que haveria uma condensação de etanol no seu interior provocada pela própria condição de saturação da mistura etanol - ar a uma temperatura superior à temperatura do líquido que está em contato com a bolha.

A forma de cálculo destas propriedades encontra-se a seguir:

5.4.2.1 - Massa Específica - Ar - Etanol Gasoso

A massa específica da mistura gasosa etanol-ar será considerada como sendo uma mistura ideal. Será usada a seguinte regra de mistura:

$$\rho_g = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 \quad 5.4.2.1.1$$

onde:

y - fração molar do gás;

ρ - massa específica;

$g, 1, 2$ - mistura gasosa, componente 1 e componente 2 respectivamente.

O conhecimento da massa específica dos componentes puros será necessário, sendo os seus valores função da temperatura e da pressão do sistema. O cálculo será através da equação virial truncada no segundo termo, isto é:

$$\rho_n = \frac{PM_n p}{RT + B p} \quad 5.4.2.1.2$$

sendo:

B - segundo coeficiente virial do componente;

R - constante universal dos gases;

T, p - temperatura e pressão absoluta do sistema;

n - componente puro.

Precisa-se conhecer o segundo coeficiente virial dos componentes da mistura, no caso o ar e o etanol. Na falta de dados para o ar, será considerada uma mistura gasosa de oxigênio e nitrogênio a uma proporção de 21 e 79 % respectivamente, usando a equação 5.4.2.1.1, como regra de mistura. Assim, necessita-se conhecer o segundo coeficiente virial do etanol, do oxigênio e do nitrogênio.

Tsonopoulos [85] propõe correlações para o cálculo do segundo coeficiente virial de componentes polares e apolares, função das pressões e temperaturas críticas dos compostos. Para um componente apolar temos:

$$\frac{B P_c}{R T} = f^0(T_r) + W_{ac} f^1(T_r) \quad 5.4.2.1.3$$

já para o coeficiente de substâncias polares, que é o caso do etanol, o seguinte termo é acrescido à equação 5.4.2.1.3:

$$f^2(T_r)$$

sendo, os parâmetros f^0 , f^1 e f^2 iguais à:

$$f^0(T_r) = 0.1445 - 0.330/T_r - 0.1385/T_r^2 - 0.0121/T_r^3 - 0.000607/T_r^8$$

$$f^1(T_r) = 0.0637 + 0.331/T_r^2 - 0.423/T_r^3 - 0.008/T_r^8$$

e

$$f^2(T_r) = n/T_r^6 - m/T_r^8$$

sendo:

T_r - temperatura reduzida (T/T_c)

T_c, P_c - temperatura e pressão crítica do composto

W_{ac} - fator acêntrico do composto

n, m - constantes apolares do composto, para o etanol, valem respectivamente 0.0878 e 0.0372.

5.4.2.2 - Massa Específica - Ar - Etanol Saturado

Um aspecto observado ao se compararem os resultados do modelo proposto e os experimentais coletados, foi a possível condensação do etanol na bolha ao entrar em contato com a fase líquida. Assim, será considerado o ar como um gás e o etanol como um líquido no cálculo não só da massa específica, como da condutividade térmica, do calor específico e conseqüentemente da difusividade térmica.

T (°C)	ρ_{etcond} (g/cm ³)
20	0.8043
40	0.7864
60	0.7680
80	0.7490

Landolf e Bornstein [35] apresentam para a massa específica do etanol os dados da tabela ao lado, os quais nos fornecem a seguinte polinomial:

$$\rho_{etcond} = 0.823 + 0.0009215T$$

sendo as unidades, às da tabela e a regra de mistura usada a da equação 5.4.2.1.1

5.4.2.3 - Difusividade Mássica

Vargaftik [67] apresenta para a faixa de temperatura entre 273 e 340 K e 1 atm de pressão, a correlação:

$$D_g = D_o (T / 273)^n$$

onde D_g representa a difusividade mássica da mistura etanol ar, em cm^2 / s , quando:

$$D_o = 0.105 \text{ e } n = 1.77$$

Os resultados dessa equação foram conferidos com dados experimentais existentes na literatura, podendo ser considerados bons.

5.4.2.4 - Condutividade Térmica

Perry [46] propõe a seguinte regra de mistura para o cálculo da condutividade térmica, de uma mistura gasosa:

$$K_g = \frac{\sum y_i K_i PM_i^{1/3}}{\sum y_i PM_i^{1/3}}$$

T (K)	$K_{ar} 10^3$ (W/m °)
300	26.2
310	26.9
320	27.7
330	28.2
340	29.2
350	30.0
360	30.8
373	31.5

Vargaftik [67] apresenta os dados experimentais ao lado para a condutividade térmica do ar na faixa de temperatura necessária:

Estes dados fornecem a polinomial:

$$K_{ar} = 0.00387836 + 0.0000744587 T$$

sendo às unidades iguais às da tabela.

T (°C)	$K_{et} 10^4$ (W/m °)
20	1680
30	1655
40	1635
50	1610
60	1585

Para o etanol, Vargaftik [67] apresenta os dados ao lado, que fornecem a polinomial:

$$K_{et\ cond} = 0.1727 - 0.000235 T$$

sendo às unidades iguais às da tabela.

5.4.2.5 - Calor Específico

Vargaftik [67] apresenta os seguintes dados experimentais de calor específico para o ar:

Esses dados fornecem a seguinte polinomial, cujas unidades são iguais às da tabela ao lado:

T (K)	cp_{ar} (KJ/Kg °)
273	1.006
373	1.012

$$cp_{ar} = 0.9898 + 0.00005999 T$$

Para o etanol, será considerado condensado, conforme abordado no item 5.4.2.2, cujos dados conforme Landolf e Bornstein [35] são:

T (°C)	cp_{et} (cal/g °)
30	0.668
40	0.698
50	0.734
60	0.771
70	0.828

sendo a polinomial:

$$cp_{et} = 0.633657 + 1.43724E - 6 T + 3.92856E - 5 T^2$$

usando a regra de mistura apresentada por Perry [46] para condutividade térmica, adaptada para calor específico, tem-se:

$$cp_g = \frac{\sum y_i cp_i PM_i^{1/3}}{\sum y_i PM_i^{1/3}}$$

que foi usada para o cálculo da mistura.

5.4.2.6 - Difusividade Térmica

A seguinte correlação pode ser usada para o cálculo da difusividade térmica da mistura gasosa, α_g :

$$\alpha_g = \frac{K_g}{\rho_g cp_g}$$

sendo α_g , a difusividade térmica da mistura gasosa.

5.4.2.7 - Pressão de Vapor do Etanol no Saturador

A fase dispersa composta da mistura etanol-ar, é formada conforme descrita no capítulo 3, item 3.2, através da passagem do ar seco em três frascos saturadores contendo etanol, imersos num banho térmico, com temperatura controlada.

O cálculo da pressão de saturação da fase dispersa necessária na obtenção da fração molar da mesma, é feita através da equação de Antoine [49]:

$$P_{vs} = \exp(18.9118 - 3803.98 / (T - 41.68))$$

sendo P_{vs} e T a pressão de vapor ou saturação do etanol em mmHg e a temperatura absoluta em K no saturador respectivamente.

Os dados aqui obtidos foram comparados com dados experimentais de algumas fontes, com bons resultados.

5.4.2.8 - Pressão Total do Sistema

O sistema dispõe de um manômetro de mercúrio instalado logo após o rotâmetro, que nos fornece a pressão parcial ou efetiva P_S do sistema. Para se ter a pressão total, adiciona-se à mesma a pressão atmosférica absoluta:

$$P_{TS} = 760 + P_S$$

sendo P_{TS} e P_S as pressões total e efetiva do sistema em mmHg.

5.4.2.9 - Fração Molar do Etanol

A fração molar é calculada através da equação:

$$y_{et} = \frac{P_{VS}}{P_{TS}}$$

5.4.2.10 - Vazões de Ar, do Etanol e Total

A vazão de ar seco alimentada no sistema é medida através de um rotâmetro, cujo valor registrado corresponde ao do rotâmetro padrão de calibração, ou seja, às condições normais de pressão e temperatura, necessitando assim, correção para as condições do sistema. A variação com a temperatura é insignificante, só sendo necessária a correção referente à pressão.

O cálculo da vazão de ar é feito através da equação:

$$Q_{ar} = Q_R \left(\frac{1000}{60} \right) \left(\frac{P_S + 760}{760} \right)$$

sendo Q_R e Q_{ar} a vazão lida no rotâmetro em NI/min e a vazão de ar corrigida em cm^3/s respectivamente.

A vazão de etanol, será:

$$Q_{et} = Q_{ar} \frac{y_{et}}{1 - y_{et}}$$

sendo Q_{et} a vazão do etanol na fase gasosa em cm^3/s .

A vazão total, Q_T , será a soma das vazões do ar e do etanol.

5.4.2.11 - Massa Etanol Presente numa Bolha

O conhecimento da massa de etanol presente numa bolha é importante, visto a necessidade de se conhecer o tempo de transferência da massa até atingir o equilíbrio com a fase líquida.

Partindo da definição que:

$$y_{et} = \frac{n_{et}}{n_T}$$

onde n_{et} e n_T são os números de moles de etanol e totais respectivamente, e:

$$n_T = \frac{m_{et}}{PM_{et}} + \frac{m_{ar}}{PM_{ar}}$$

sendo:

$$n_{et} = \frac{m_{et}}{PM_{et}}$$

e sabendo-se que:

$$m_T = m_{ar} + m_{et} = \rho_g V_B$$

chega-se a:

$$m_{et} = \frac{PM_{et}}{PM_{ar}} \rho_g V_B / \left(\frac{PM_{et}}{PM_{ar}} + \frac{1}{y_{et}} - 1 \right)$$

sendo ρ_g aqui a massa específica da mistura do ar e do etanol gasoso.

5.4.2.12 - Concentração Inicial de Etanol na Bolha (base gasosa)

No modelo utilizado, é preciso conhecer a concentração de etanol da bolha na entrada do borbulhador, que pode ser através da equação:

$$C_{A0} = \frac{m_{et}}{V_B}$$

5.4.2.13 - Concentração Inicial de Etanol na Bolha (base líquida)

Quando as bolhas constituídas da mistura etanol-ar, passam pela fase líquida, etanol é transferido da bolha para essa fase, até que o equilíbrio seja atingido, isto é, quando não houver mais gradiente de concentração entre as bolhas ou fase dispersa e a fase contínua, o líquido.

Algumas considerações são necessárias, tais como:

- comportamento ideal da mistura etanol-ar dentro da bolha o que é possível devido ao valor baixo da pressão na mesma;
- não existir transferência de água da fase contínua para a bolha;
- não existir transferência de ar da bolha para a fase contínua.

Inicialmente, só é conhecida a fração molar de etanol na fase gasosa y_{et} , logo necessita-se da fração molar da fase líquida correspondente a y_{et} .

Sabe-se que no equilíbrio para um mesmo componente de uma mistura, as fugacidades na fase líquida e do vapor são iguais, ou seja:

$$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^l$$

Tem-se para a fugacidade do componente i na fase vapor que:

$$\hat{f}_i^v = \phi_i^v y_i P$$

sendo ϕ_i^v o coeficiente de fugacidade do composto i na fase vapor, função somente da pressão média da coluna do fluido no borbulhador.

Considerando a fase vapor ideal, tem-se que:

$$\phi_i^v = 1$$

já para a fugacidade do componente i na fase líquida:

$$\hat{f}_i^l = \phi_i^l x_i P = x_i \gamma_i f_i^\circ$$

sendo:

ϕ_i^l - coeficiente de fugacidade do componente i na fase líquida, função da composição, da pressão e da temperatura;

x_i - fração molar do etanol na fase líquida, correspondente desejada;

f_i° - fugacidade do componente i no estado padrão, uma propriedade do componente puro, logo, função somente da temperatura e da pressão;

γ_i - coeficiente de atividade do componente i na fase líquida, também função da composição, pressão e temperatura.

Sob pressões moderadas:

$$f_i^\circ = P_i^{sat} \phi_i^{sat}$$

sendo:

$$\phi_i^{sat} = \exp\left(\frac{B P_i^{sat}}{R T}\right)$$

onde,

ϕ_i^{sat} - coeficiente de fugacidade do componente i puro na sua pressão de saturação ou de vapor na temperatura do sistema

P_i^{sat} - pressão de vapor do componente i , função somente da temperatura, que pode ser calculada por Antoine, conforme item 5.4.2.7.

Assim sendo, falta o cálculo do coeficiente de atividade γ_i , que será feito considerando diluição infinita.

Reid [49] e Gmehling e Onken [19] apresentam equações e dados experimentais para a mistura etanol-água numa faixa de temperatura entre 25 e 75 °C. As correlações apresentadas são as de Margules, Uniquac, van Laar, Wilson e NRTL.

Um amplo estudo foi feito com essas correlações e os dados experimentais, tentando-se assim chegar à melhor correlação para o sistema em estudo. Como resultado, as de Margules e Wilson foram consideradas mais satisfatórias.

O valor obtido neste cálculo deverá se aproximar do valor da concentração experimental de equilíbrio.

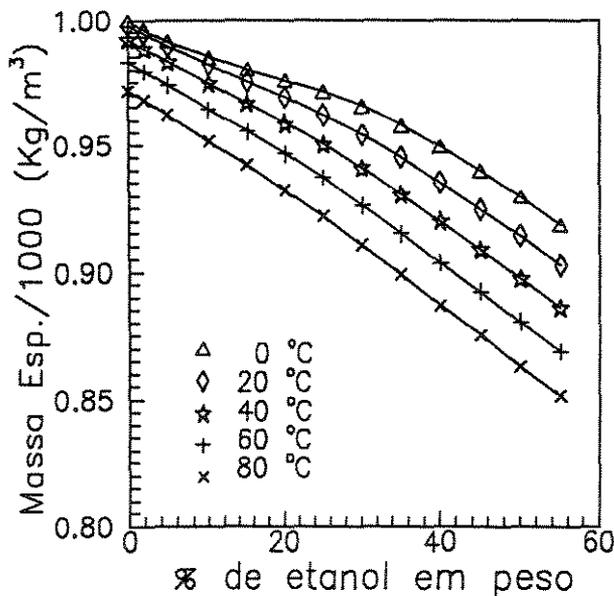
5.4.3 - Propriedades da fase contínua:

Semelhante à fase dispersa, foi criada uma subrotina para calcular as propriedades da fase contínua. Sabe-se que as propriedades de uma mistura são funções da temperatura e da concentração, logo a cada variação destas, se faz necessário o cálculo das propriedades da mistura líquida tais como: densidade, viscosidade, difusividade térmica e mássica e condutividade térmica, entre outras.

Ainda nesta subrotina calculam-se os coeficientes de transferência de massa e calor da fase contínua conforme Calderbank.

5.4.3.1 - Massa Específica - Etanol-Água

A massa específica de uma mistura líquida é função da sua temperatura e composição. Como



no experimento e no modelo proposto, há uma variação tanto da temperatura, quanto da composição da fase líquida, faz-se necessária uma equação que forneça a massa específica para uma dada temperatura e composição.

Perry [46] fornece dados da massa específica da mistura etanol-água numa faixa de 0 a 100 % de peso de etanol e de 10 a 40 °C de temperatura.

Landolf e Bornstein [35] também apresentam dados de massa específica, porém até 100 °C, varrendo assim a faixa necessária a esse trabalho.

A partir desses dados, têm-se as seguintes polinomiais, para a faixa de 20 a 80 °C de temperatura e 0 a 55 % de peso de etanol:

$$\rho_L = A + B w_L + C w_L^2$$

onde:

$$A = 0.998569 - 3.33071E - 5 T_L - 3.82438E - 6 T_L^2$$

$$B = - 0.000804568 - 1.91461E - 5 T_L + 7.43438E - 8 T_L^2$$

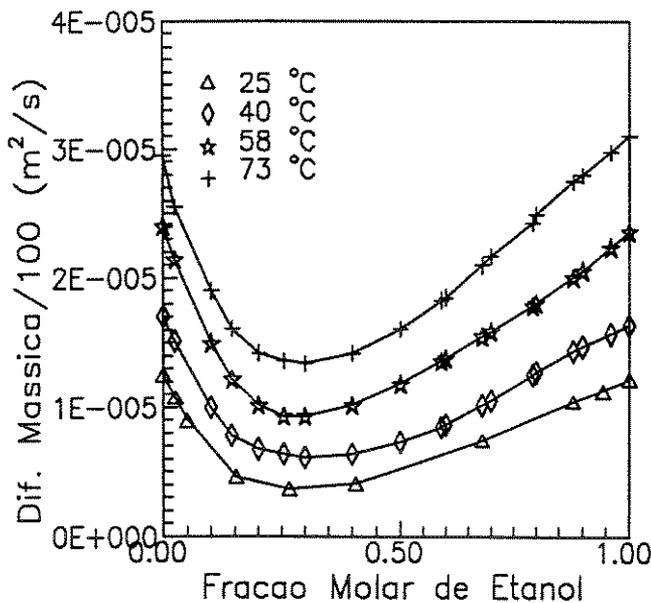
$$C = - 1.07916E - 5 + 6.11305E - 8 T_L$$

sendo w_L a % em peso de etanol na fase líquida, fornecendo a massa específica ρ_L nas mesmas unidades do gráfico.

5.4.3.2 - Difusividade Mássica

A difusividade da mistura etanol-água varia bastante com a concentração e com a temperatura. Tyn e Calus [66] fazem um estudo onde analisam dados experimentais de diversos

autores, além de apresentar dados para várias misturas, inclusive etanol-água. O gráfico ao lado, apresenta o comportamento da difusividade com a variação da temperatura e da concentração.



Correlações empíricas são apresentadas na literatura [46], porém são todas restritas a concentrações bem baixas, tendo o comportamento de uma reta, que conforme pode-se constatar no gráfico, só atende à realidade para concentrações próximas de zero.

Com os dados experimentais apresentados pelos autores, foram obtidos polinomiais que fornecem o valor da difusividade mássica da mistura a uma dada temperatura e concentração, cuja equação é:

$$D_L = (A + B x_{et} + C x_{et}^2 + D x_{et}^3) 0.00001$$

$$A = -0.20000081 + 0.0629893 T_L - 0.000275227 T_L^2$$

$$B = 0.134747 - 0.335004 T_L + 0.0020073 T_L^2$$

$$C = -0.10077 + 0.841148 T_L - 0.00468835 T_L^2$$

$$D = -1.10677 - 0.598589 T_L + 0.00302325 T_L^2$$

onde x_{et} , corresponde à fração molar da fase líquida e a difusividade mássica D_L é obtida em cm^2 / s .

5.4.3.3 - Condutividade Térmica

Vargaftik [67] apresenta dados coletados por diversos autores para uma faixa de temperatura de 0 a 80 °C e 0 a 100 % de peso de etanol, tabela abaixo:

% peso etanol	Condutividade Térmica (W/m °)				
	Temperatura (° C)				
	0	20	40	60	80
0	0.565	0.599	0.628	0.652	0.670
20	0.451	0.471	0.490	0.505	0.516
40	0.352	0.364	0.373	0.381	0.386
60	0.273	0.276	0.279	0.283	0.285
80	0.213	0.212	0.209	0.208	0.206
100	0.172	0.167	0.162	0.157	0.152

As seguintes polinomiais foram obtidas para cálculo da condutividade térmica para uma dada temperatura e concentração:

$$\lambda_L = A + B w_L + C w_L^2$$

$$A = 0.591814 + 0.000401808 T_L + 6.63001E - 6 T_L^2$$

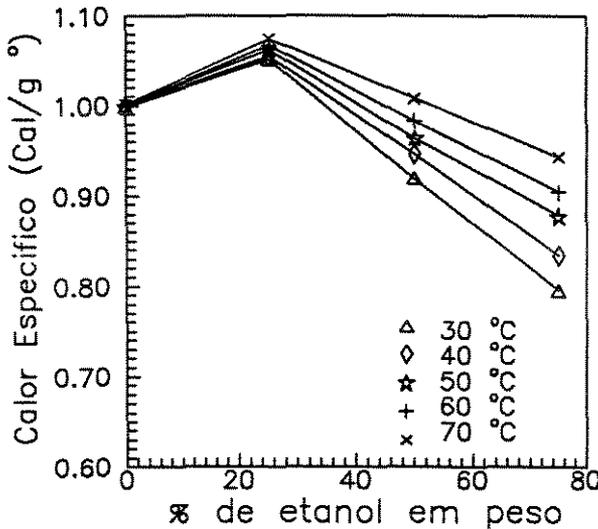
$$B = -0.00723932 + 1.55465E - 5 T_L - 3.43188E - 7 T_L^2$$

$$C = 3.08148E - 5 - 2.4297E - 7 T_L + 2.9855E - 9 T_L^2$$

onde a condutividade térmica da fase contínua λ_L , é obtida em W / m° .

5.4.3.4 - Calor Específico

Landolf e Bornstein [35] apresenta dados experimentais de calor específico da mistura etanol-água, numa faixa de 30 a 70 °C e 25 a 95 % em peso de etanol, porém no processo experimental em estudo, necessita-se do calor específico a partir de 0 % de etanol. Perry [46] e Vargaftik [67], apresentam dados de calor específico para a água pura nas temperaturas requeridas.



Por haver uma variação significativa no comportamento da curva, as polinomiais foram divididas em dois grupos, de 0 a 25% e 25 a 75 % de peso de etanol.

$$cp_L = A + B w_L$$

onde A e B para a faixa de 0 a 25 % são:

$$A = 1.00084 - 0.000133209 T_L + 2.00008E - 6 T_L^2$$

$$B = 0.00161881 + 1.38423E - 5 T_L + 6.28573E - 8 T_L^2$$

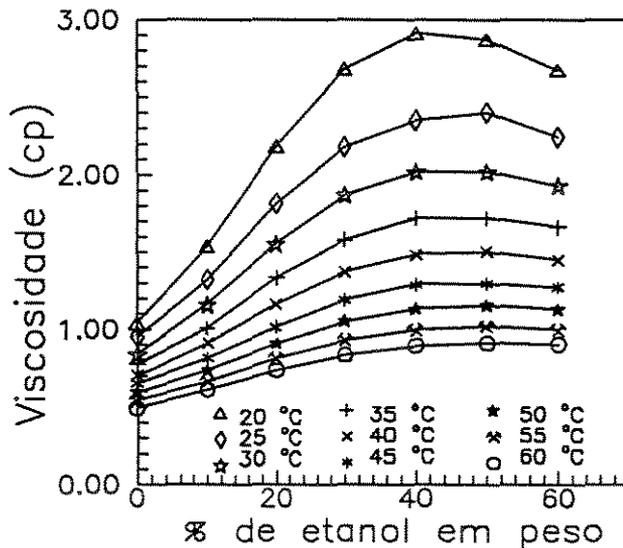
e para a faixa de 25 a 75 % valem:

$$A = 1.23047 - 0.00211655 T_L + 1.16645 E - 5 T_L^2$$

$$B = -0.007572 + 9.14 E - 5 T_L + 3.0 E - 7 T_L^2$$

5.4.3.5 - Viscosidade

Vargaftik [67] apresenta dados experimentais para a viscosidade da mistura etanol-água, em função da temperatura, numa faixa de 20 a 70 °C e de 10 a 60 % em peso de etanol. Perry [46] apresenta dados para a água pura também a diversas temperaturas. Esses dados encontram-se na tabela e no gráfico a seguir, onde pode-se observar que essa variação é bastante significativa.



Foi feito um estudo na variação do coeficiente de transferência de massa com a viscosidade da mistura, o que evidenciou a sua importância, visto as grandes variações causadas no coeficiente em função da variação da viscosidade, que ocorre no processo.

Temp. (°C)	Viscosidade (cp)						
	% Peso de Etanol						
	0	10	20	30	40	50	60
20	1.040	1.538	2.138	2.680	2.910	2.870	2.670
25	0.950	1.323	1.815	2.180	2.350	2.400	2.240
30	0.840	1.160	1.553	1.870	2.020	2.020	1.930
35	0.780	1.006	1.332	1.580	1.720	1.720	1.660
40	0.700	0.907	1.160	1.368	1.482	1.499	1.447
45	0.650	0.812	1.015	1.189	1.289	1.294	1.271
50	0.590	0.734	0.907	1.050	1.132	1.155	1.127
55	0.540	0.663	0.814	0.929	0.998	1.020	0.997
60	0.490	0.609	0.756	0.834	0.893	0.913	0.902
65	0.460	0.554	0.666	0.752	0.802	0.818	0.806
70	0.410	0.514	0.608	0.683	0.727	0.740	0.729

As polinomiais obtidas para o cálculo da viscosidade absoluta em função da concentração e da temperatura são:

$$\mu_L = A + B w_L + C w_L^2 + D w_L^3 + E w_L^4$$

onde:

$$A = 1.46086 - 0.0240712 T_L + 0.000131455 T_L^2$$

$$B = 0.0630124 - 0.00189 T_L + 1.63207 E - 5 T_L^2$$

$$C = 0.00425963 - 0.000113657 T_L + 7.85448 E - 7 T_L^2$$

$$D = -0.000129844 + 3.58702 E - 6 T_L - 2.60961 E - 8 T_L^2$$

$$E = 9.08105 E - 7 - 2.51795 E - 8 T_L + 1.83744 E - 10 T_L^2$$

As unidades da viscosidade assim calculada, são as mesmas da tabela.

5.4.3.6 - Fração Molar

O cálculo da fração molar da fase líquida é necessário, visto que, por exemplo, a difusividade mássica do etanol na água é dada em função desta.

Sabe-se que a fração molar é função do volume da mistura e da concentração, sendo todos variáveis ao longo do processo, o que gera a necessidade do seu cálculo a cada intervalo de tempo.

No programa para computador desenvolvido para calcular os perfis de temperatura e concentração, objetivo deste trabalho, uma subrotina foi criada para que a cada novo valor da concentração da fase líquida, calcule-se o volume específico da mistura e a fração molar correspondente. Esse processo de cálculo é interativo, visto que os dados de massa específica são função da fração molar e não da concentração. Parte-se, portanto, de uma fração molar, calcula-se o volume específico, a concentração e compara-se com a concentração do sistema até haver uma igualdade das mesmas.

5.4.3.7 - Volume da Mistura

A mistura etanol-água é uma mistura cujo comportamento é bastante polar. No cálculo das concentrações dos padrões analíticos usados nas análises cromatográficas do processo, é muito importante o uso do volume real da mistura que, pelo seu comportamento polar, é reduzido ao se misturarem os componentes puros.

Esse comportamento gerou o estudo apresentado por Santana, Oliveira e Menezes em [54], que faz uma comparação da equação HBT (Hanhinson - Bobst - Thomson), [49] de predição de volume de mistura, entre substâncias polares e apolares comparados com os dados experimentais de Landolf e Bornstein [35].

Dessa forma, o volume da mistura é calculado a partir dos dados experimentais apresentados por Perry [46] ou Vargaftik [67] de massa específica, já apresentados no item 5.4.3.1, calculando o volume específico da mistura e, a partir desse, o volume total.

5.4.3.8 - Coeficiente de Transferência de Massa e de Calor

No capítulo 3, item 3.4.2 fala-se do cálculo desses coeficientes da fase contínua e do estudo feito e da constatação de que Calderbank e Moo-Young [11] apresenta correlações experimentais mais eficientes para esse cálculo, quais sejam:

$$\frac{h_L}{\rho_L c p_L} (N_{Pr})^{2/3} = 0.31 \left(\frac{\Delta \rho \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3}$$

e

$$b_L (N_{Sc})^{2/3} = 0.31 \left(\frac{\Delta \rho \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3}$$

5.4.3.9 - Volume Ocupado pelo Líquido se Considerado um Gás

Os resultados experimentais da concentração de etanol da fase líquida são dados em massa de etanol por volume de líquido, logo tem-se que obter nos cálculos dos modelos dados de concentração também nesta unidade. Nas equações do modelo no processo simultâneo de transferência de calor e massa, deve-se trabalhar com a concentração em termos de massa de etanol para dado volume de gás, visto a consideração do gás dentro da bolha ser um gás

perfeito, capítulo 2, item 2.5, o que leva à presença da constante universal dos gases nas equações dos coeficientes simultâneos de calor e massa.

Decorrente desta necessidade, criou-se uma situação hipotética, considerando que o líquido presente (mistura etanol-água) no borbulhador estaria na forma gasosa à pressão atmosférica e a temperatura do líquido. Para se ter a concentração de etanol divide-se a massa de etanol presente na fase líquida (transferida pelo modelo) pelo volume assim calculado.

Para este cálculo, partiu-se da equação universal dos gases levando-se em conta o fator de compressibilidade volumétrica da mistura gasosa etanol-água, ou seja:

$$V_{lg} = Z_c \frac{m_{liq} RT}{PM_{mi} p}$$

sendo:

V_{lg} - volume do líquido como gás;

m_{liq} - volume de líquido no borbulhador multiplicado pela massa específica da fase líquida;

PM_{mi} - peso molecular da mistura etanol-água;

Z_c - fator de compressibilidade da mistura etanol-água quando gás;

e T , p e R a temperatura, e a pressão absolutas e a constante universal dos gases respectivamente.

O fator de compressibilidade da mistura etanol-água, quando gás, foi calculado pela equação virial (para região de baixas pressões), truncada no segundo termo:

$$Z_c = 1 + \frac{B p}{RT}$$

Nas regras de mistura, os dados das propriedades necessárias dos componentes (etanol e água) foram as de [49 e 65], sendo algumas destas já citadas no item 5.4.2.1. Vale a pena ressaltar que o cálculo deste coeficiente é feito a cada variação da composição e temperatura da fase líquida.

5.4.4 - Outras propriedades:

5.4.4.1 - Raio e Volume da Bolha

Davidson e Harrison [14] propõem para o cálculo do volume de uma bolha formada em um líquido invíscido, a relação:

$$V = 1.138 G^{6/5} / g^{3/5}$$

que, conforme discutido no capítulo 1 item 1.1 satisfaz plenamente, quando comparado com medidas experimentais. G corresponde à vazão volumétrica por orifício e g a aceleração normal da gravidade, sendo 1.138 uma constante quando V, G e g encontram-se no sistema de unidades C.G.S.

Considerando 13 orifícios, a nomenclatura usada e a equação do volume de uma esfera, tem-se para o raio da bolha:

$$R_B = 0.05853825 Q_T^{0.4}$$

para, Q_T em cm^3 / s e R_B em cm .

5.4.4.2 - Velocidade de Ascensão

Igualmente ao item anterior no capítulo 1 item 1.1, é citada a utilização da relação de Davies e Taylor [14]:

$$V = 0.71 \sqrt{g d}$$

sendo d e g o diâmetro da bolha e a aceleração da gravidade e o valor 0.71 uma constante para o sistema C.G.S.

Reescrevendo essa equação em função do raio, tem-se:

$$V = 31.44907 R_B^{1/2}$$

com R_B em cm e V em cm/s .

5.4.4.3 - Tempo de Residência

O tempo de residência de uma bolha corresponde, conforme foi definido anteriormente, ao tempo que uma bolha leva imersa no líquido e é calculado a partir da relação entre a altura do líquido e a velocidade de ascensão da bolha.

5.4.4.4 - Freqüência das Bolhas

Faz-se necessário o conhecimento do número de bolhas que entra ou sai do borbulhador por unidade de tempo, para fechar o balanço de massa e de energia do sistema. Pode ser calculada através da relação entre a vazão total da fase gasosa, a mistura etanol - ar, e o volume de cada bolha.

5.4.4.5 - Volume da Fase Dispersa no Borbulhador

Para o cálculo do número de moles da fase líquida, é necessário o conhecimento do volume de gás presente no borbulhador. O cálculo pode ser feito usando a relação:

$$V_{gb} = V N A_B / v$$

5.4.4.6 - Massa de Líquido no Borbulhador

Esta variável é necessária no cálculo da temperatura da fase líquida, equação 5.2.2.1. O seu cálculo será baseado no volume total de fluido presente no borbulhador, calculado a partir da altura experimental subtraída do volume da fase dispersa presente, conforme a equação:

$$M_L = (\pi R_B^2 A_B - V_{gb}) \rho_L$$

5.4.4.7 - Pressão Média da Coluna de Fluido

No cálculo de algumas propriedades, é necessário o conhecimento da pressão da bolha. Essa será considerada como a pressão média da coluna de fluido, usando para cálculo a relação:

$$\bar{P}_B = 0.73556 \rho A_B$$

sendo 0.73556, uma constante, para as variáveis no sistema C.G.S. fornecerem a pressão em mmHg.

5.4.4.8 - Calor Perdido para o Ambiente e Calor Real Transferido

Foram realizadas medidas de variação da temperatura na fase líquida para o ambiente a fim de se ter uma correlação para a perda de calor ao longo dos experimentos. As medidas foram realizadas somente com a fase líquida presente no borbulhador. Três experimentos foram feitos, a saber:

- altura de 3 cm de água e temperatura inicial de 61 °C, resfriada até 26.5 °C, à temperatura ambiente de 23 °C;
- altura de 8 cm de água e temperatura inicial de 65.5 °C, resfriada até 26.2 °C, à temperatura ambiente de 24 °C;
- altura de 12 cm de água e temperatura inicial de 60 °C, resfriada até 26.6 °C, à temperatura ambiente de 23 °C.

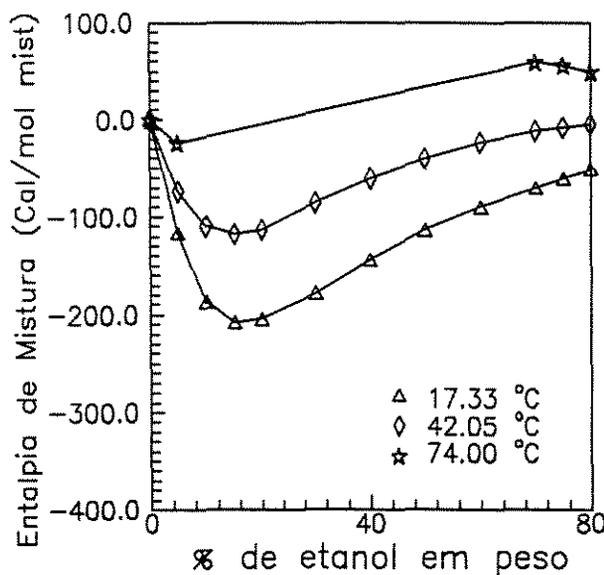
A água era colocada no borbulhador e deixada resfriar conforme relatado acima, coletando-se a temperatura a cada intervalo de tempo de 5 minutos. Assim, com dados da variação da temperatura com o tempo, foi obtida uma expressão para a perda de calor na fase líquida para o ambiente a uma dada diferença de temperatura entre a temperatura do líquido e do ambiente, o que, neste trabalho, é denominado de Q_{pa} .

Na modelagem matemática, foi criada a variável Q_{real} , calor realmente transferido, obtido através da diferença entre o calor transferido por todas as bolhas no intervalo de tempo de integração e o calor perdido para o ambiente neste mesmo intervalo de tempo.

5.4.4.9 - Entalpia de Mistura

Quando a água e o etanol se misturam, dependendo da temperatura, o processo pode ser exotérmico ou endotérmico. A entalpia de mistura varia em função da temperatura e da concentração da mistura.

Landolf e Bornstein [35], fornece dados experimentais que mostram bem o comportamento da entalpia de mistura desse sistema, conforme o gráfico a seguir.



Após manipular os dados, chegou-se às seguintes polinomiais para o cálculo da entalpia de mistura de etanol - água a uma dada temperatura e concentração:

$$\Delta H_m = A + B w_L + C w_L^2 + D w_L^3 + E w_L^4 + F w_L^5$$

onde:

$$A = -0.846361 + 0.00613668 T_L$$

$$B = -38.1129 + 0.431751 T_L$$

$$C = 1.93104 - 0.0204285 T_L$$

$$D = -0.0387028 + 0.000266652 T_L + 1.78058E - 6 T_L^2$$

$$E = 0.000370486 - 1.506E - 6 T_L - 2.97817E - 8 T_L^2$$

$$F = -1.36188E - 6 + 2.02509E - 9 T_L + 1.48528E - 10 T_L^2$$

A cada intervalo de tempo, é feito o cálculo da entalpia de mistura com a nova temperatura, sendo o valor a ser utilizado, a diferença dos valores obtidos, no início e final desse intervalo.

5.4.4.10 - Calor Latente de Vaporização

Dentro do borbulhador ocorre a evaporação da água e do etanol, o que nos leva a uma análise do calor latente de vaporização envolvido no processo. Uma dificuldade é a falta de informações sobre o comportamento da mistura etanol - água, já que normalmente o que se tem são dados sobre o comportamento de substâncias puras [49, 67].

Um estudo da grandeza desta propriedade para a água e o etanol nas condições de temperatura envolvidas nos experimentos, a partir dos dados de bibliografia [49 .67], mostrou que a influência do calor latente de vaporização, neste caso, não era muito significativa, frente as outras formas de calor envolvidas, sem contar, à dificuldade de se medir a quantidade de líquido evaporada, tanto da mistura, quanto de cada substância em separado.

5.4.5 - Tempos de residência e de transferência:

Conforme visto no item 5.3, é de fundamental importância a influência do tempo de transferência do calor e/ou da massa presente na bolha para a fase líquida. Assim, a metodologia de cálculo aqui descrita, prevê a possibilidade de uma bolha ter diferentes tempos de transferência ao longo da sua trajetória na fase líquida.

Antes de ser feito o cálculo dos coeficientes de transferência e das taxas de massa e calor transferidas, é calculado:

1º) o tempo necessário para transferir todo o calor e massa disponível na bolha, considerando o processo como simultâneo;

2º) o valor calculado é comparado com o tempo de residência, levando a três possibilidades distintas no processo, quais sejam:

a) todo o processo de transferência ocorrer simultâneo, quando o tempo de transferência de calor e massa for maior que o tempo de residência;

b) o processo de transferência ocorrer simultâneo, complementado com o processo de transferência de massa isotérmico, isto é, quando o tempo de transferência de calor for menor que o tempo de residência e de transferência da massa;

c) processo simultâneo, complementado com o processo de transferência de calor isolado, quando o tempo de transferência de massa for menor que os tempos de residência e de transferência do calor.

Nas duas últimas opções, calcula-se ainda, o tempo de transferência de calor ou de massa como processos isolados, haja vista a possibilidade dos fenômenos isolados ocorrerem em intervalos de tempo menor que a diferença entre os tempos de residência e de transferência de massa ou de calor, respectivamente.

5.4.6 - Cálculo da massa e/ou calor transferidos:

Conforme visto na etapa anterior, a transferência pode ocorrer somente na forma simultânea de calor e massa, ou complementada com calor isolado ou massa isotérmica, portanto, deve-se prever o cálculo de transferência de calor e de massa nos três processos.

No processo simultâneo, as equações usadas envolvem os coeficientes e fluxos de calor e massa simultâneos apresentados no capítulo 2, item 2.5, enquanto que, nos processos de transferência de massa e transferência de calor isolados, as equações são apresentadas nos itens 2.2 e 2.3 respectivamente. Evidentemente que, o valor do tempo utilizado nas equações é o correspondente a cada processo, tendo como limite o tempo de residência da bolha.

5.4.7 - Cálculo da temperatura da fase líquida:

Com os dados obtidos do calor transferido no processo exclusivamente simultâneo ou adicionado com o do processo de transferência de calor isolado, na equação 5.2.2.1, calcula-se a nova temperatura da fase líquida, após subtrair a parcela do calor perdido para o ambiente conforme item 5.4.4.8.

A variação da temperatura da fase líquida pode ainda ocorrer por consequência da entalpia de mistura das substâncias envolvidas. Neste trabalho, onde água e etanol são misturados, esta entalpia não pode deixar de ser considerada, visto os valores envolvidos, item 5.4.4.9. A temperatura inicial do líquido é a medida no início do experimento. As outras variáveis da equação estão presentes nesse capítulo.

O modelo calcula, ainda, a temperatura máxima da fase líquida, considerando que todo o calor presente na bolha é transferido. O anexo II apresenta os resultados dos perfis de temperatura (experimental, do modelo e o máximo), para todos os 27 experimentos de transferência simultâneos realizados.

5.4.8 - Cálculo da concentração da fase líquida:

Simultaneamente à etapa anterior, com os valores da massa transferida, seja no processo simultâneo, ou acrescida do valor calculado para o processo de transferência de massa isotérmico, como na equação 5.2.1.1, calcula-se a nova concentração do etanol na fase líquida. A concentração inicial de etanol é zero, visto que a fase líquida alimentada no borbulhador ao início do experimento, é constituída de água pura.

Dois aspectos importantes apresentam-se neste cálculo. O primeiro é quanto à base de cálculo desta concentração, ou seja, no capítulo 2, item 2.5, partiu-se de gradiente de pressão na interface para o cálculo do coeficiente de transferência de calor e de massa simultâneo, sendo considerado o gás no interior da bolha com comportamento de gás perfeito. Assim, nas equações dos fluxos e dos coeficientes de transferência, quando se tem \bar{C}_m e \bar{C}_s a base tem que ser gasosa, ou seja, massa do componente por volume de gás para que se obtenham equações dimensionalmente consistentes.

O segundo aspecto, decorrente do primeiro, é que a concentração calculada em 5.2.1.1 também terá que ser em base gasosa. Para tal, item 5.4.3.9, é apresentado o cálculo do volume ocupado pelo líquido se considerado um gás, em uma situação hipotética, à temperatura e pressão do sistema.

O cálculo da concentração com base gasosa é uma exigência das equações de cálculo, conforme citado nos parágrafos anteriores, porém se faz necessário uma resposta do modelo em termos de massa de etanol transferido por volume de líquido no borbulhador, haja vista, que resultados de concentração normalmente são apresentados desta forma. Este cálculo é feito através da massa acumulada de etanol transferido pelas bolhas, dividida pelo volume de líquido presente no borbulhador em dado tempo de borbulhamento.

No processo simultâneo, também é calculada a concentração máxima da fase líquida, onde se considera que toda a massa de etanol presente na bolha tenha sido transferida. Os resultados do anexo II apresentam os três perfis: experimental, teórico e máximo para cada um dos 27 experimentos realizados para transferência simultânea de calor e massa, além dos perfis experimentais e teóricos para cada um dos 9 experimentos realizados no processo de transferência de massa isotérmico.

5.4.9 - Resultados

A fim de monitorar os processos, foram gerados, para cada experimento, 2 bancos de dados no processo de transferência de massa isotérmico e 9, no processo de transferência simultânea de calor e massa. No anexo II, item II.3, são apresentados, como exemplo, um grupo de tabelas geradas nos cálculos de um dado experimento simultâneo.

Nestes bancos de dados, o comportamento de inúmeras variáveis é mostrado: propriedades da fase líquida e da fase gasosa; coeficientes de transferência de calor e de massa em ambas as fases; tempos de residência e de transferência; quantidade de massa e de calor transferido.

5.4.10 - Comparação do tempo da modelagem com o tempo da corrida

Cada vez que é feita a integração nas equações de cálculo dos perfis de temperatura e da concentração, faz-se um acréscimo do intervalo de tempo de integração (valor limitado pelo tempo de residência da bolha) ao tempo da modelagem para se ter o tempo total de transferência da modelagem. Ao término de cada integração é feita, ainda, uma comparação entre este tempo da modelagem com o tempo de duração do experimento. Caso seja inferior, o processo recomeça a partir do cálculo dos novos valores das propriedades das misturas para as novas condições de temperatura e concentração da fase líquida, até que estes tempos se igualem.

5.5 - Resultados

Conforme descrito no item 5.4, a partir dos cálculos realizados, bancos de dados foram gerados com o objetivo de acompanhar o comportamento de cada variável do processo. No anexo II, alguns destes resultados são apresentados na forma de tabelas e de gráficos, tanto para o processo de transferência de massa isotérmico, quanto para o processo de transferência de calor e massa simultâneo.

Outros resultados do processo simultâneo, além dos perfis, são: propriedades da fase gasosa e da fase líquida; coeficientes de transferência; tempos de transferência; variáveis α , β e λ ; fluxos de calor e de massa; raio, frequência e velocidade de ascensão das bolhas; temperatura e concentração média no volume e no tempo no interior e na superfície das bolhas. No anexo II, item II.3, são apresentados alguns destes resultados sob a forma de tabelas, para um dado experimento simultâneo, sendo que, nas tabelas apresentados no item II.1, para o processo de transferência de massa isotérmico os valores das propriedades foram apresentados conjuntamente com os perfis de concentração experimental e teórico.

CAPÍTULO 6 - ANÁLISE DE VARIÁVEIS DO PROCESSO

6.1 - Introdução

Com base nos resultados obtidos nos experimentos realizados, pode-se analisar os resultados da absorção oriundos das equações dos modelos propostos, transferência de massa isotérmica e transferência simultânea de calor e massa.

Conforme obtido no capítulo 2, o fluxo de massa num processo de absorção isotérmico, pode ser calculado através da equação 2.2.36, qual seja:

$$\dot{W} = \frac{2\delta_A(C_{A0} - C_{AL})}{a(1 + \lambda_m)} \left[\lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-\beta_m t}}{n^2 \alpha_m - \beta_m} - \lambda_m \beta_m \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-n^2 \alpha_m t}}{n^2 \alpha_m - \beta_m} + \sum_{n=1}^{\infty} e^{-n^2 \alpha_m t} \right] \quad 6.1$$

O processo de absorção considerando transferência simultânea de calor e massa, as equações de fluxo de massa e calor são respectivamente:

$$\dot{W}_A = b_{\xi\delta} \frac{(\bar{C}_S \bar{T}_S - \bar{C}_m \bar{T}_m)}{\bar{T}_m} \quad 6.2$$

e

$$\dot{Q} = h_{\xi\delta} (\bar{T}_m - \bar{T}_s) \quad 6.3$$

onde $b_{\xi\delta}$ e $h_{\xi\delta}$ são os coeficientes simultâneos de transferência de massa e calor dados pelas equações:

$$b_{\xi\delta} = \frac{\bar{b}}{1 - (\bar{p}_s / p)} \quad 6.4$$

e

$$h_{\xi\delta} = \frac{\rho \, cp \, \bar{p}_s \, \bar{b}}{[T] (p - \bar{p}_s)} (\bar{C}_S \bar{T}_S - \bar{C}_m \bar{T}_m) + \bar{h} \quad 6.5$$

Ainda referente à equação dos coeficientes simultâneos $b_{\xi\delta}$ e $h_{\xi\delta}$, é necessário o cálculo dos coeficientes de transferência de calor \bar{h} e de massa \bar{b} da fase dispersa definidos nas equações 2.4.1.8 e 2.4.1.13, respectivamente, ou seja:

$$\bar{h} = \frac{K_g \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} (1 - e^{-\beta_c \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \alpha_c} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) \left(1 - \frac{\lambda_c \beta_c}{n^2 \alpha_c - \beta_c} \right) \right\} \\ \left\{ \frac{\lambda_c}{1 + \lambda_c} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_c - n^2 \alpha_c} \left[\frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) + (1 + \lambda_c) (e^{-\beta_c \tau} - 1) \right] \right. \\ \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^4 \alpha_c} (1 - e^{-\alpha_c n^2 \tau}) \right\}$$

6.6

e

$$\bar{b} = \frac{\delta_A \pi^2}{3 a} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\lambda_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} (1 - e^{-\beta_m \tau}) + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \alpha_m} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \left(1 - \frac{\lambda_m \beta_m}{n^2 \alpha_m - \beta_m} \right) \right\} \\ \left\{ \frac{\lambda_m}{1 + \lambda_m} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \frac{1}{\beta_m - n^2 \alpha_m} \left[\frac{1}{n^2} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) + (1 + \lambda_m) (e^{-\beta_m \tau} - 1) \right] \right. \\ \left. + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^4 \alpha_m} (1 - e^{-\alpha_m n^2 \tau}) \right\}$$

6.7

Os coeficientes de transferência de calor e de massa da fase líquida h_L e b_L , são também necessários para o cálculo de λ_c e λ_m , respectivamente, sendo calculados pela correlação experimental de Calderbank e Moo-Young [12], que têm a forma:

$$\frac{h_L}{\rho_L c_{pL}} (N_{Pr})^{2/3} = b_L (N_{Sc})^{2/3} = 0.31 \left(\frac{\Delta \rho \mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3}$$

Os processos aqui analisados são intrinsecamente transientes tanto no que se refere à fase dispersa, quanto à fase contínua. Assim, o que ocorre ao se passar uma bolha contendo uma certa mistura gasosa aquecida no meio de um líquido é uma variação da temperatura e da concentração com a posição ao longo da sua elevação, e com o tempo, no interior da bolha e na fase líquida.

Este comportamento transiente leva a temperaturas e concentrações distintas no início e no final do percurso das bolhas, porém as dificuldades experimentais envolvidas são significativas o que inviabilizaria este estudo.

Apesar das equações obtidas pela modelagem matemática levarem em conta este comportamento transiente, exceção feita apenas à temperatura e concentração da fase contínua consideradas constantes no tempo de residência da bolha, optou-se pelo uso das variáveis

médias no volume e no tempo, para o cálculo das quantidades de transferência de calor e massa transferidas. Com isto, pode-se fazer um balanço global de calor e massa em relação ao tempo de borbulhamento, levando-se em conta o caráter transiente do processo.

Para a fase líquida, verificou-se que o próprio movimento do borbulhamento, capítulo 4, gera uma homogeneidade na concentração, que deve ser similar para a temperatura do líquido.

6.2 - Influência do Número de Termos nas Séries das Equações dos Modelos

As variáveis \bar{T}_m , \bar{C}_m , \dot{W}_m e \dot{Q}_m , respectivamente temperatura e concentração média no volume e no tempo no interior da bolha e os fluxos de massa e de calor por bolha, representados pelas equações 2.4.1.5, 2.4.1.10, 2.4.1.12 e 2.4.1.7, respectivamente, envolvem séries infinitas.

Para que se tenha precisão nos resultados, faz-se necessário um estudo do número de termos das séries a serem utilizados nos cálculos. A modelagem empregada utiliza, inicialmente, a cada novo cálculo destas variáveis, dois valores: um, com o primeiro termo da série e outro, com os dois primeiros termos da série; em seguida, faz um estudo da diferença percentual destes resultados. Caso haja variação maior do que a desejada, parte-se para o uso de três termos, assim sucessivamente, até que atinja a variação estipulada neste trabalho, que é de 1%.

Os experimentos mostraram que, para uma mesma variável, o número de termos necessários para atender à variação estipulada de 1%, praticamente foi constante, porém, na comparação do número de termos envolvidos num mesmo experimento para variáveis distintas, existe uma diferença significativa.

Para \bar{T}_m no experimento $T_3Q_2A_3$ o primeiro termo da série corresponde a 89%; os dois primeiros somados, 97%; a partir do terceiro termo não mais houve variação na temperatura. Nos experimentos $T_1Q_2A_1$ e $T_2Q_2A_3$ o primeiro termo corresponderam a cerca de 95% do valor constante atingido com dois termos.

O estudo feito para \bar{C}_m mostrou não haver variação no valor com o número de termos da série, haja vista que, para qualquer número de termos, o valor foi constante.

Diferentemente do relatado para \bar{T}_m e \bar{C}_m , no caso de \dot{W}_m e \dot{Q}_m o número de termos para se atingir a variação desejada aumentou bastante, porém observa-se uma ocorrência de maior número de termos em \dot{Q}_m como em \bar{T}_m e menos para \dot{W}_m como em \bar{C}_m .

Em \dot{W}_m o primeiro termo ficou próximo a 60%, os dois primeiros termos 78%, tendo atingido valores constantes com nove termos da série em todos os experimentos acima citados. Já em \dot{Q}_m o valor do primeiro termo da série varia em torno de 22%, os dois primeiros em torno de 42%, atingido valor constante próximo de 15 termos da série.

Assim a modelagem utiliza até quinze termos nos cálculos destas variáveis. As outras variáveis cujas equações possuem termos em série, tais como \bar{b} e \bar{h} , são equações compostas pelas variáveis analisadas acima, logo os resultados já englobam os números necessários de termos.

O que se pode observar é que os valores do λ_c e λ_m são os fatores mais importantes (se não os principais) causadores das diferenças encontradas no número de termos nas séries das equações estudadas. O valor de λ_m está em todos os experimentos em torno do valor 100, enquanto λ_c tem o valor de aproximadamente 0.006.

Fazendo-se uma análise nas equações de \bar{T}_m e \bar{C}_m , 2.4.1.5 e 2.4.1.10 respectivamente, com os valores de λ_c e λ_m citados, pode-se ver que o segundo termo das equações sofre uma influência direta destes valores: quanto ao terceiro termo, dos somatórios, a influência pode ser maior ou menor dependendo dos valores de λ_c e λ_m , por aparecer o termo $\lambda/(1+\lambda)$. Na equação de \bar{C}_m , por exemplo, onde $\lambda_c < \lambda_m$, tem-se os menores números de termos nas séries.

A resultados semelhantes pode se chegar analisando-se as equações de \dot{W}_m e \dot{Q}_m , 2.4.1.12 e 2.4.1.7 respectivamente. O termo $\lambda/(1+\lambda)$ aparece no primeiro termo das equações, sendo que:

- para altos valores de λ , como é o caso de λ_m , este termo é aproximadamente igual a 1;
- para pequenos valores de λ , como ocorre em λ_c , o termo $1+\lambda_c$ é aproximadamente igual a 1, ficando o termo $\lambda/(1+\lambda)$, próximo do valor de λ_c , que é muito pequeno.

Estes resultados levam a maior número de termos para a equação de \dot{Q}_m , conforme foi comprovado nos estudos realizados.

6.3 - Temperatura e Concentração Médias no Interior e na Superfície da Bolha

As equações 6.2 e 6.3, bem como as equações 6.4 e 6.5, através do termo \bar{p}_s , são definidas em função de valores médios de concentração e da temperatura no interior e na superfície da bolha, \bar{T}_m , \bar{T}_s , \bar{C}_m e \bar{C}_s , cujas equações foram desenvolvidas no capítulo 2, quais sejam, 2.4.1.5, 2.4.1.6, 2.4.1.10 e 2.4.1.11, respectivamente.

Experimento	\bar{T}_m	\bar{T}_s	\bar{C}_m	\bar{C}_s	$\bar{T}_m - \bar{T}_s$	$\bar{C}_m - \bar{C}_s$	$\bar{T}_m \bar{C}_m - \bar{T}_s \bar{C}_s$
$T_1 Q_1 A_1$	36.92 41.34	31.75 37.86	0.304 0.350	0.302 0.348	5.17 1.48	0.002 0.002	0.00153 * 0.00159 **
$T_1 Q_1 A_2$	35.51 40.77	29.84 39.80	0.292 0.336	0.290 0.334	5.67 0.97	0.002 0.002	0.00171 0.00041
$T_1 Q_1 A_3$	33.08 37.64	23.13 37.25	0.259 0.283	0.257 0.283	4.95 0.39	0.002 0.000	0.00111 0.00011
$T_1 Q_2 A_1$	37.45 42.11	32.19 40.81	0.311 0.361	0.309 0.359	5.26 1.30	0.002 0.002	0.00170 0.00050
$T_1 Q_2 A_2$	35.77 41.72	30.54 41.06	0.290 0.348	0.288 0.346	5.23 0.72	0.002 0.002	0.00158 0.00033
$T_1 Q_2 A_3$	35.36 41.52	29.75 40.93	0.290 0.341	0.288 0.340	5.61 0.59	0.002 0.001	0.00169 0.00024
$T_1 Q_3 A_1$	36.94 43.15	31.71 41.87	0.303 0.379	0.301 0.376	5.23 1.28	0.002 0.002	0.00165 0.00061
$T_1 Q_3 A_2$	37.91 43.02	32.42 42.15	0.321 0.371	0.319 0.369	5.49 0.87	0.002 0.002	0.00183 0.00041
$T_1 Q_3 A_3$	34.87 41.20	29.30 40.67	0.281 0.336	0.279 0.334	5.57 0.53	0.002 0.002	0.00162 0.00026
$T_2 Q_1 A_1$	48.20 54.23	42.98 51.99	0.513 0.635	0.509 0.632	5.22 2.24	0.004 0.003	0.00285 0.00158
$T_2 Q_1 A_2$	45.76 52.57	39.40 51.03	0.472 0.584	0.469 0.582	6.36 1.54	0.003 0.002	0.00312 0.00100
$T_2 Q_1 A_3$	42.85 51.37	35.69 50.31	0.427 0.550	0.424 0.548	7.16 1.06	0.003 0.002	0.00316 0.00068
$T_2 Q_2 A_1$	49.54 55.47	44.65 53.25	0.541 0.646	0.536 0.642	4.89 2.22	0.005 0.004	0.00287 0.00165
$T_2 Q_2 A_2$	47.40 54.10	41.42 52.60	0.501 0.623	0.497 0.620	5.98 1.50	0.004 0.003	0.00316 0.00109
$T_2 Q_2 A_3$	45.23 51.89	38.70 50.77	0.462 0.560	0.459 0.558	6.53 1.12	0.003 0.002	0.00313 0.00073
$T_2 Q_3 A_1$	49.93 55.55	45.53 53.31	0.545 0.618	0.540 0.614	4.40 2.24	0.005 0.004	0.00262 0.00159
$T_2 Q_3 A_2$	48.93 54.35	44.12 52.86	0.523 0.585	0.519 0.582	4.81 1.49	0.004 0.003	0.00269 0.00103
$T_2 Q_3 A_3$	45.48 47.95	39.05 47.54	0.464 0.461	0.461 0.459	6.43 0.41	0.003 0.002	0.00264 0.00028
$T_3 Q_1 A_1$	61.00 65.18	57.96 62.61	0.859 0.903	0.851 0.898	3.04 2.57	0.004 0.005	0.00307 0.00263
$T_3 Q_1 A_2$	59.33 64.44	55.57 62.45	0.802 0.911	0.795 0.907	3.74 1.79	0.007 0.004	0.00340 0.00206
$T_3 Q_1 A_3$	54.72 62.98	48.35 61.96	0.693 0.906	0.687 0.903	6.37 1.02	0.006 0.003	0.00470 0.00115
$T_3 Q_2 A_1$	58.93 63.97	55.28 62.28	0.795 0.882	0.787 0.875	3.65 1.69	0.008 0.007	0.00286 0.00193
$T_3 Q_2 A_2$	60.47 63.59	57.45 62.31	0.832 0.869	0.824 0.864	3.02 1.29	0.008 0.005	0.00297 0.00142
$T_3 Q_2 A_3$	53.39 60.18	46.22 59.74	0.665 0.795	0.660 0.792	7.17 0.44	0.005 0.003	0.00499 0.00053
$T_3 Q_3 A_1$	58.60 64.72	55.17 62.34	0.781 0.831	0.773 0.824	3.43 2.38	0.008 0.007	0.00312 0.00241
$T_3 Q_3 A_2$	57.72 64.72	54.00 63.09	0.750 0.946	0.742 0.941	3.72 1.63	0.008 0.005	0.00322 0.00186
$T_3 Q_3 A_3$	59.15 65.10	55.45 63.19	0.790 0.863	0.782 0.859	3.70 1.91	0.008 0.004	0.00337 0.00246

Tabela 6.3.1 - Dados Calculados para Temperatura (°C) e Concentração (Kg/m³) Médias no Volume e no Tempo (* valor inicial e ** valor final das variáveis)

A tabela II.3.8, anexo II, apresenta para o experimento $T_3 Q_1 A_3$ os dados obtidos através destas equações, mostrando assim o comportamento das mesmas ao longo de um experimento. A tabela 6.3.1 mostra para todos os experimentos simultâneos realizados, os valores inicial e final encontrados nos cálculos destas variáveis, e ainda, termos envolvendo as mesmas, presentes nas equações do modelo.

Como pode-se observar na tabela 6.3.1, os valores da diferença $\bar{T}_m - \bar{T}_s$, variam ao longo de um experimento, sendo que a mesma tende a zero no equilíbrio. Esta diminuição é provocada basicamente pelo aumento de \bar{T}_s , uma vez que à medida que a temperatura do líquido aumenta, \bar{T}_s também aumenta e portanto se aproxima mais de \bar{T}_m , o que mostra uma compatibilidade entre os valores calculados com o que ocorre fisicamente.

Quanto ao comportamento da diferença $\bar{C}_m - \bar{C}_s$, o que se tem é uma variação quase nula, embora apresente uma tendência semelhante ao de $\bar{T}_m - \bar{T}_s$. Aqui vale analisar o comportamento de outras substâncias, visto que as propriedades físicas e químicas dos componentes presentes influenciam fortemente os valores das variáveis em estudo.

Ainda na tabela 6.3.1, pode ser visto o comportamento da relação $\bar{T}_m \bar{C}_m - \bar{T}_s \bar{C}_s$. Este termo é importante no cálculo dos coeficientes de transferência de calor \bar{h} e $h_{\xi \delta}$, bem como do fluxo de massa.

Quanto maior for o valor desta relação, maior será o efeito da transferência de massa sobre a transferência de calor, assim como, quando a mesma tende a zero, $h_{\xi \delta}$ tende ao valor de \bar{h} , que caracteriza o fenômeno de transferência de calor ocorrendo isoladamente.

6.4 - Coeficientes de Transferência e as Taxas de Transferência de Calor e Massa

Quando se quer estudar processos envolvendo transferência de calor e/ou massa, os coeficientes de transferência são variáveis primordiais. Um grande número de equações são propostas para estes coeficientes, valendo ressaltar que normalmente a maioria dos resultados são empíricos e abordam as transferências de calor e de massa isoladamente devido às dificuldades encontradas nos processos simultâneos.

No capítulo 2, itens 2.4 e 2.5 as equações das taxas de transferência de calor e massa e os coeficientes de transferência utilizados neste trabalho, foram desenvolvidos. As tabelas 6.4.1 e 6.4.2 apresentam os resultados dos coeficientes simultâneos calculados pelas equações do modelo para os experimentos realizados. No caso de \bar{h} e \bar{b} , o comportamento é semelhante aos

apresentados por $h_{\xi\delta}$ e $b_{\xi\delta}$. A tabela II.3.7 mostra o comportamento dos coeficientes ao longo de um dado experimento que é similar aos demais.

Os resultados obtidos mostram uma influência do tempo de residência da bolha sobre os coeficientes e conseqüentemente os perfis de concentração e de temperatura. As tabelas 6.4.1 e 6.4.2 mostram claramente esta influência, que é inversa, ou seja, quanto maior o tempo de residência da bolha no líquido, menor os coeficientes de transferência.

	Q_1			Q_2			Q_3		
	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3
T_1	3.4955	3.3420	3.2520	3.3581	3.2049	3.0945	3.1652	3.0094	2.8775
T_2	5.5926	4.9197	4.8739	5.2580	4.8281	4.6312	4.7850	4.2221	4.0901
T_3	15.0886	14.9757	13.8103	12.3719	10.7929	7.9892	9.1706	7.7361	6.4563

Tabela 6.4.1 - Coeficiente Simultâneo de Massa, $b_{\xi\delta}$ (m/s)

	Q_1			Q_2			Q_3		
	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3
T_1	0.0061	0.0045	0.0039	0.0062	0.0046	0.0038	0.0061	0.0047	0.0039
T_2	0.0112	0.0077	0.0069	0.0113	0.0080	0.0070	0.0110	0.0079	0.0066
T_3	0.0270	0.0212	0.0170	0.0237	0.0176	0.0165	0.0192	0.0163	0.0147

Tabela 6.4.2 - Coeficiente Simultâneo de Calor, $h_{\xi\delta}$ (W/m² °)

CAPÍTULO 7 - RESULTADOS E CONCLUSÕES

7.1 - Introdução

Conforme abordado no capítulo 5, a partir dos cálculos realizados, bancos de dados foram gerados visando acompanhar o comportamento de cada variável do processo. Estes resultados, combinados com os experimentais, são apresentados na forma de tabelas e de gráficos, tanto para o processo de transferência de massa isotérmico, quanto para o processo de transferência de calor e massa simultâneo.

A confrontação entre os resultados experimentais e do modelo, é feita através dos perfis de concentração e/ou temperatura da fase líquida apresentados no anexo II. São tabelas e gráficos individuais e gráficos combinados entre experimentos, comparando temperatura, altura da coluna de líquido e vazão no processo de absorção simultâneo de calor e massa; altura e vazão no processo de absorção isotérmico.

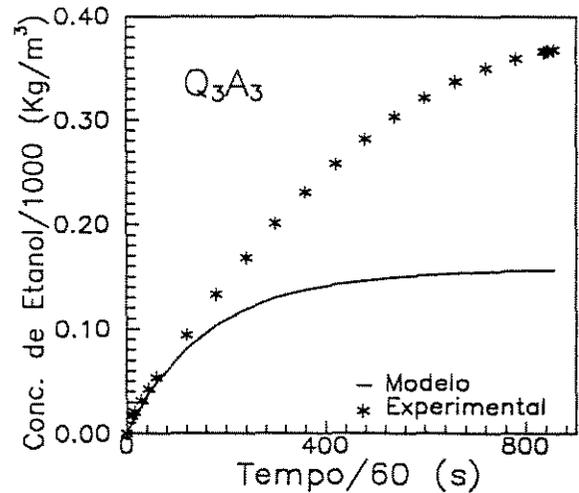
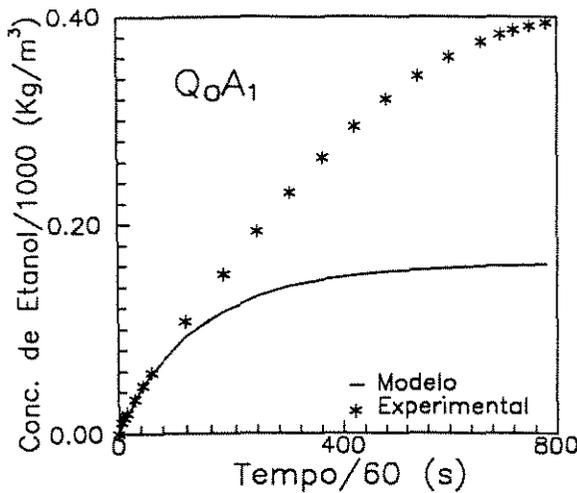
No capítulo 5 foi mostrado detalhadamente como estes perfis são obtidos. As tabelas II.3.4 e II.3.5, apresentam para o experimento $T_3 Q_1 A_3$, os dados envolvendo estas taxas de transferência de calor e de massa, calculadas conforme o modelo proposto.

7.2 - Resultados

7.2.1 - Transferência de Massa Isotérmica

Os experimentos analisaram a influência da vazão da fase gasosa e o volume da fase líquida presente no borbulhador (altura da coluna de líquido).

Em todos os experimentos observou-se o mesmo comportamento da concentração com o tempo, ou seja, inicialmente há um maior crescimento, que vai reduzindo até atingir valores constantes. Quanto aos resultados obtidos do cálculo do modelo, o comportamento é semelhante, embora não atinja os mesmos valores na concentração de equilíbrio. Este comportamento pode ser observado nos gráficos a seguir.

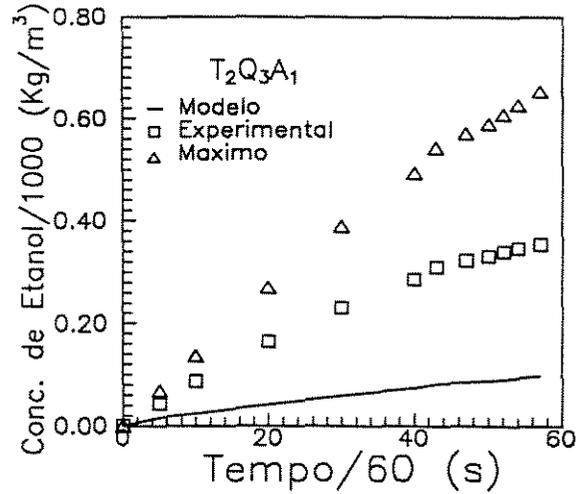
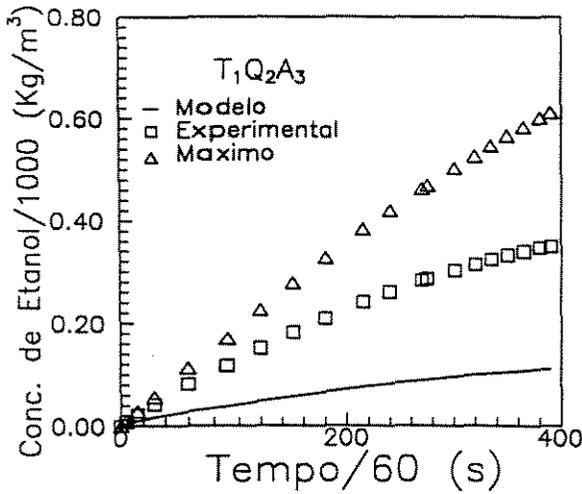


7.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

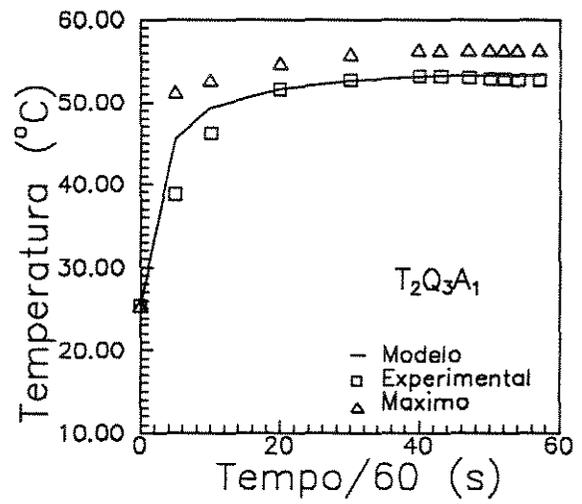
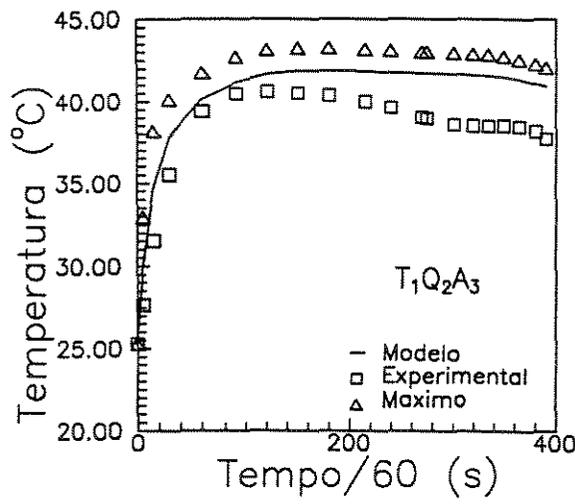
Nestes experimentos não só a concentração foi analisada, mas também a temperatura. Para tal, foi feita a variação da vazão e da temperatura da fase gasosa, e o volume de líquido no borbulhador. Gráficos da variação da temperatura e da concentração com o tempo foram construídos, apresentando os resultados experimentais, do modelo e os valores máximos permitidos fisicamente.

Ao se fazer uma análise da concentração, observou-se semelhança de comportamento ao processo de transferência de massa isotérmico, ou seja, um maior crescimento no início do experimento com redução até atingir o equilíbrio, além da diferença entre os valores atingidos experimentalmente e aqueles calculados pelo modelo. Observa-se ainda uma diferença nos valores da concentração experimental e do modelo relativo aos máximos esperados fisicamente, caso houvesse a transferência total do etanol da fase dispersa para a fase líquida.

Este comportamento pode ser visto nos gráficos a seguir, havendo semelhança de comportamento em todos os experimentos realizados, conforme resultados do anexo II, item II.2.2.



Quanto aos resultados da variação da temperatura com o tempo, existe uma melhor resposta dos resultados, se comparado com a concentração, tanto no que se refere ao modelo como na temperatura máxima devido à transferência de calor permitida fisicamente. Pode-se observar também uma grande variação na temperatura da fase líquida no início do experimento, com rápido alcance do valor da temperatura de equilíbrio, comportamento este semelhante em todos os experimentos realizados, cujos resultados encontram-se no anexo II, item II.2.2. Este comportamento pode ser visto nos gráficos a seguir.



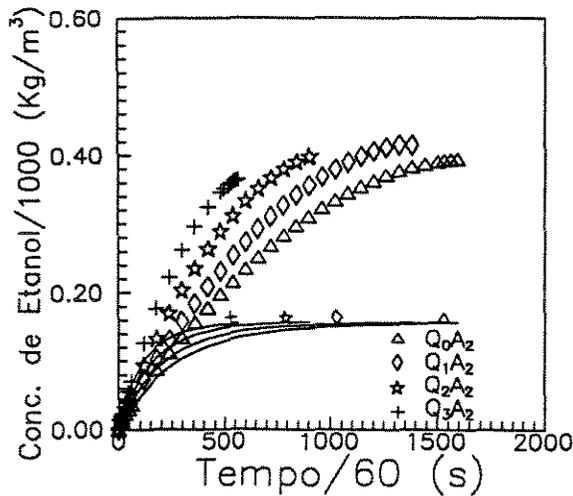
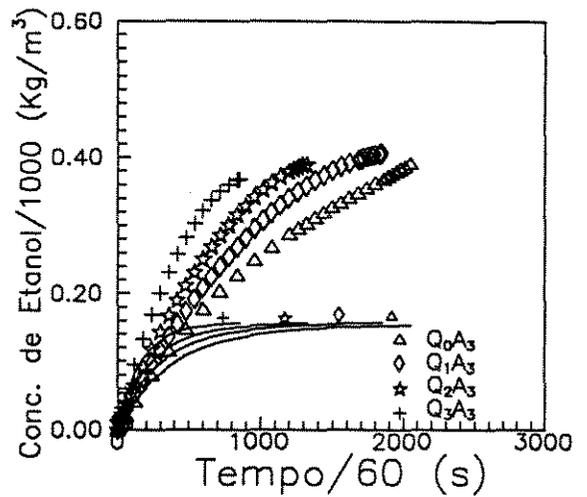
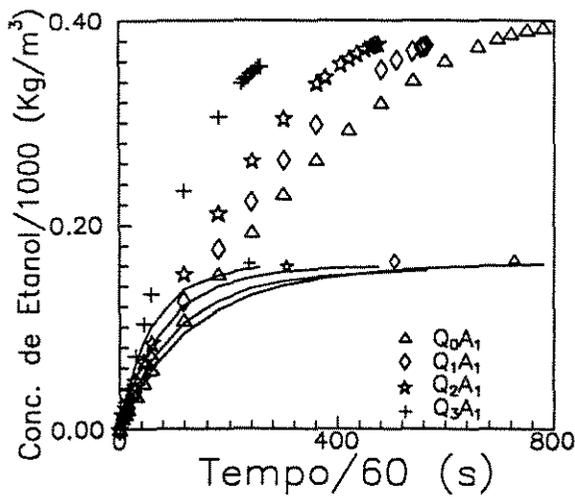
7.3 - Análise dos Resultados

Para uma melhor análise dos resultados deve ser feita uma combinação entre experimentos. O anexo II, item II.4.2 apresenta inúmeras combinações, tanto para o processo de transferência de massa isotérmica, quanto para o de transferência de calor e de massa ocorrendo simultaneamente. Estas combinações abordam vazão e temperatura da fase dispersa ou gasosa, além do volume de líquido presente no borbulhador.

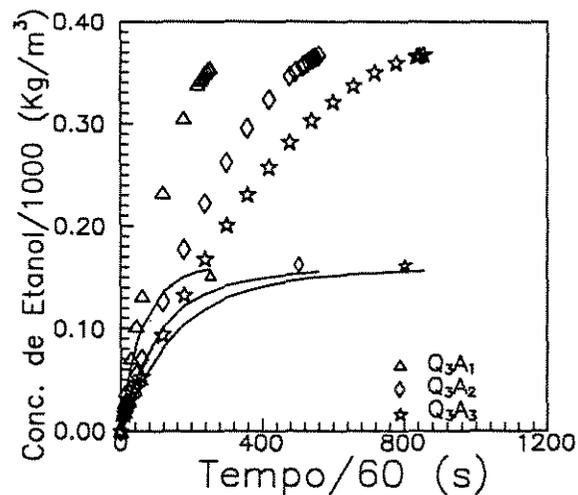
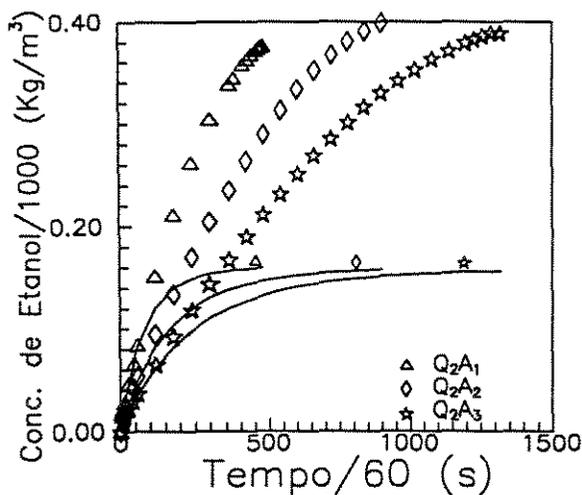
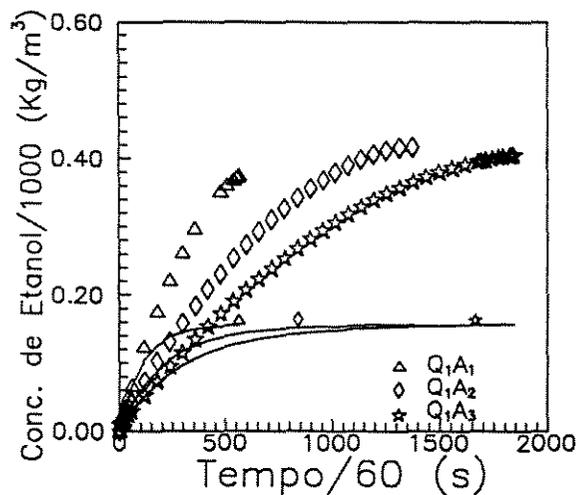
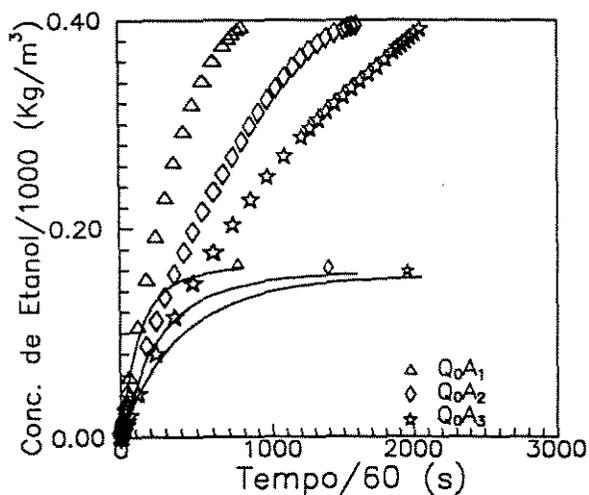
A seguir alguns destes gráficos combinados são apresentados:

PROCESSO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ISOTÉRMICO

VAZÃO

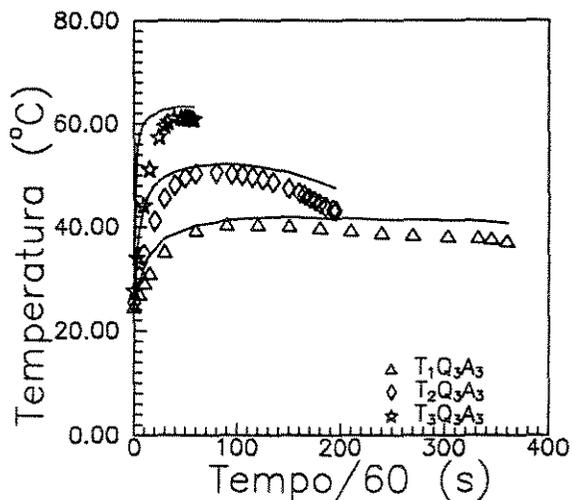
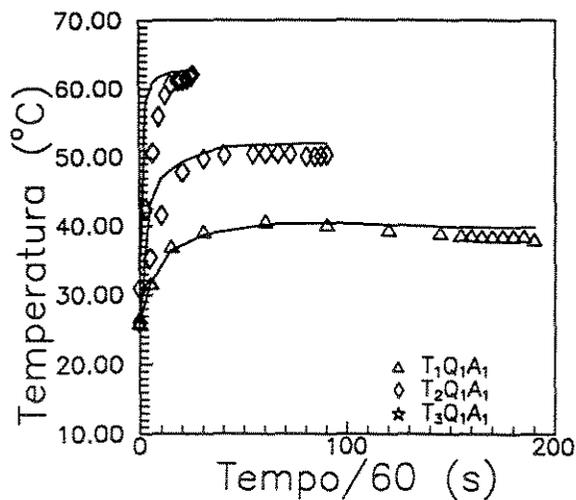


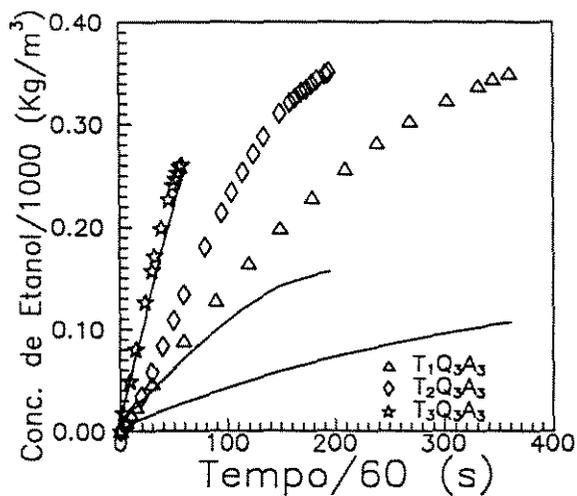
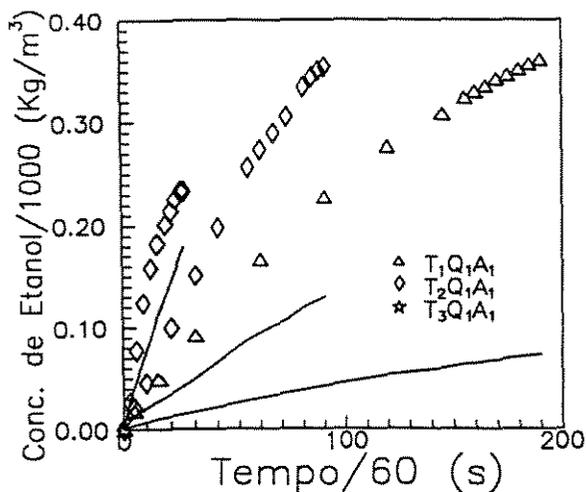
ALTURA



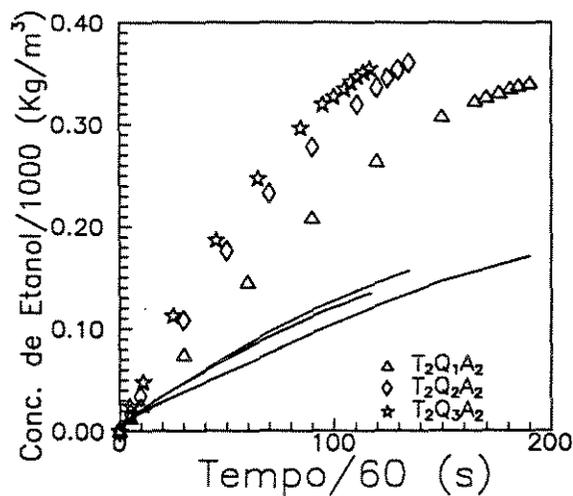
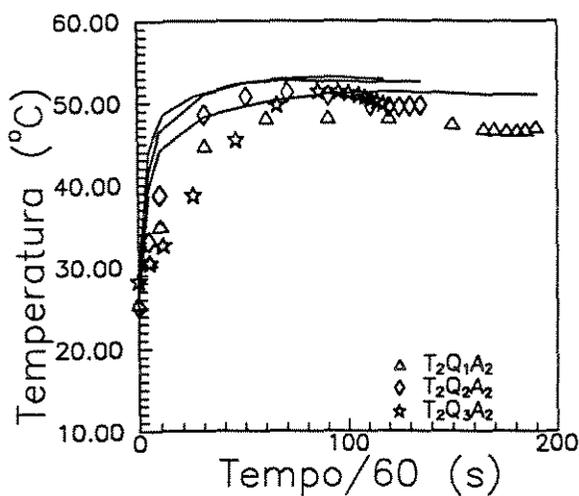
PROCESSO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA SIMULTÂNEO

TEMPERATURA

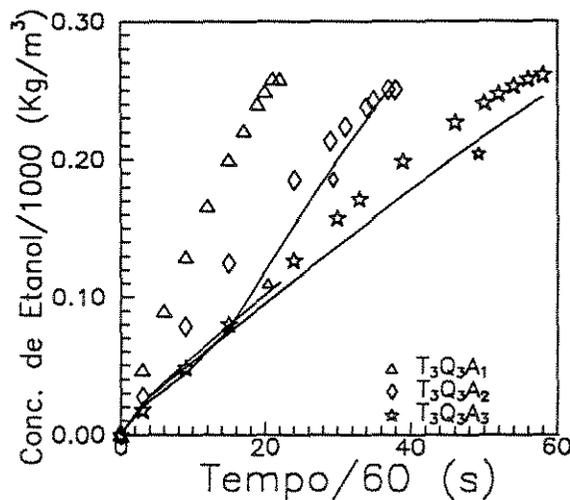
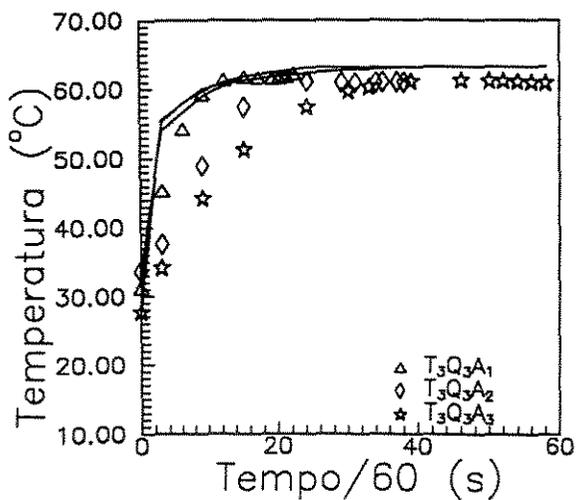




VAZÃO



ALTURA



As tabelas 7.3.1 e 7.3.2 mostram o comportamento da temperatura e da concentração através dos valores finais atingidos nos experimentos e nos cálculos através dos modelos para o processo simultâneo de transferência de calor e massa, enquanto a tabela 7.3.3 mostra o comportamento da concentração no processo de transferência de massa isotérmico.

	Q_1			Q_2			Q_3		
	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3
T_1	38.02	36.35	33.47	40.14	38.43	37.70	41.32	39.52	37.21 *
	39.85	39.80	37.25	40.80	41.00	40.93	41.86	42.15	40.66 **
T_2	50.30	46.79	45.86	52.50	49.68	47.57	52.64	49.86	43.11
	51.97	51.01	50.30	53.24	52.58	50.76	53.29	52.85	47.53
T_3	62.03	60.97	57.97	61.68	59.49	53.93	62.22	60.88	60.90
	62.58	62.63	61.94	62.27	62.29	59.73	62.32	63.07	63.17

Tabela 7.3.1 - Temperatura Final (°C) atingida na Fase Líquida no Experimento e no Modelo Teórico. Processo Simultâneo. (* valor experimental, ** valor teórico)

	Q_1			Q_2			Q_3		
	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3	A_1	A_2	A_3
T_1	0.3606	0.3589	0.3587	0.3469	0.3564	0.3515	0.3432	0.3493	0.3501 *
	0.0730	0.1118	0.1314	0.0576	0.0967	0.1116	0.0556	0.0870	0.1065 **
T_2	0.3542	0.3390	0.3581	0.3589	0.3603	0.3518	0.3545	0.3548	0.3518
	0.1295	0.1677	0.2219	0.1101	0.1564	0.1892	0.0969	0.1348	0.1560
T_3	0.2333	0.2523	0.2627	0.2433	0.2338	0.2604	0.2584	0.2501	0.2608
	0.1787	0.2751	0.3400	0.1170	0.1815	0.2855	0.1103	0.2561	0.2446

Tabela 7.3.2 - Concentração Final (Kg/m³ 10³) atingida na Fase Líquida no Experimento e no Modelo Teórico. Processo Simultâneo. (* valor experimental, ** valor teórico)

	A_1	A_2	A_3
Q_0	0.4043	0.4002	0.3955 *
	0.1613	0.1559	0.1526 **
Q_1	0.3783	0.4365	0.4149
	0.1549	0.1564	0.1570
Q_2	0.3870	0.4013	0.3966
	0.1589	0.1571	0.1560
Q_3	0.3615	0.3724	0.3739
	0.1578	0.1549	0.1558

Tabela 7.3.3 - Concentração Final ($\text{Kg/m}^3 \cdot 10^3$) atingida na Fase Líquida no Experimento e no Modelo Teórico. Absorção Isotérmica. (* valor experimental, ** valor teórico)

7.4 - Conclusões

Fazendo uma análise nos gráficos combinados do perfil de temperatura e a tabela 7.3.1, pode-se perceber que há uma boa resposta do modelo proposto na previsão da temperatura da fase líquida ao longo de todo o experimento, principalmente a menores alturas e para temperaturas na faixa de 45 a 55 °C na fase dispersa. Na parte inicial do experimento, quando é maior o gradiente de temperatura entre as duas fases envolvidas, a melhor concordância ocorre na faixa de temperatura de 45 a 55 °C independente da altura, enquanto que, para pequenos gradientes de temperatura, tem-se melhor resposta próximo a 55 °C para pequenas alturas e a temperatura próximas de 65 °C independente da altura.

Conforme previsto, quando se tem maiores temperaturas na fase dispersa, o equilíbrio é atingido mais rapidamente, devido à troca térmica ser maior, em função de maiores gradientes de temperatura e, conseqüentemente, maiores coeficientes de transferência. Isto pode ser facilmente constatado nos gráficos combinados de temperatura, anexo II.4.2.1.

Procedendo agora a uma análise dos resultados obtidos para a concentração, tanto no processo de absorção isotérmico, quanto no simultâneo de calor e massa, tabelas 7.3.2 e 7.3.3, pode-se observar que nos resultados do modelo somente a temperaturas elevadas e menores alturas houve uma certa concordância com os dados experimentais.

Era de se esperar que, com o aumento da temperatura e conseqüente redução do gradiente de concentração devido à elevação da pressão de vapor, houvesse uma redução na concentração de equilíbrio. Isto ocorreu nos experimentos, porém nos cálculos do modelo proposto o comportamento foi o inverso.

No processo de absorção isotérmico realizado a 28 °C, pode-se observar que, para todos os nove experimentos, os cálculos do modelo levaram a praticamente o mesmo valor final da concentração da fase líquida, só havendo uma concordância entre estes cálculos e os valores experimentais no início do experimento, isto é, a concentrações bem baixas da fase líquida.

Os resultados obtidos mostraram claramente a influência do processo simultâneo nas taxas de transferência de calor e massa, possibilitando inclusive uma precisão do tempo necessário para que, em uma determinada operação, fosse atingida a condição de equilíbrio térmico ou mássico.

Apesar de constatarmos diferenças entre valores da variação de concentração de etanol na fase contínua, calculada pela aplicação do modelo e medida experimentalmente, é possível ainda prever com exatidão o seu comportamento, principalmente no que se refere aos instantes iniciais do borbulhamento. Entretanto, este comportamento pode ser específico do sistema etanol-água, e, portanto, a não utilização de outros componentes com diferentes características, impede que este resultado possa ser generalizado.

7.5 - Sugestões

Após estas considerações, como sugestões para futuros trabalhos nesta área, pode-se relacionar:

- 1) Análise da influência das diferenças de concentração, presentes nas equações do modelo, visto a sua importância no cálculo do tempo de transferência, e massa total transferida;
- 2) Utilização de outras misturas gasosas, inclusive substâncias que se encontram no estado gasoso à temperatura ambiente
- 3) Coleta da corrente gasosa não absorvida, arrastada e/ou evaporada para se fazer um balanço de massa;

4) Operação com coluna de líquido igual a altura do borbulhador, a fim de evitar condensação nas paredes, com retorno para a fase líquida, o que interfere bastante nos dados de concentração do experimento:

5) Redução das perdas de calor para o ambiente.

6) Análise da influência do tamanho das bolhas.

BIBLIOGRAFIA

- (01) - Altwicker, E. R. e Lindhjem, C. E.. *"Absorption of Gases into Drops"*. AIChE Journal, V. 34, N. 2, 329-32, 1988.
- (02) - Andrade, A. L.. *"Transferência de Calor Transiente em Processos de Borbulhamento"*. Tese M. Sc. COPPE/UFRJ , 1972.
- (03) - _____. *"Transferência de Calor em Bolhas Superaquecidas"*. Tese D. Sc. COPPE/UFRJ, 1985.
- (04) - Antoniadis, D., Mantzavinos, D. e Stamatoudis, M.. *"Effect of Chamber Volume and Diameter on Bubble Formation at Plate Orifices"*, Trans IChemE, V.70, 161-65, 1992.
- (05) - Azzopardi, B. J.. *"Measurement of Drops Sizes"*, Int. J. Heat Mass Transfer, V. 22, 1245-79, 1979.
- (06) - Basset, A. B.. *"A Treatise on Hydrodynamics"*, Deighton Bell, Cambridge, England, V. 2, ch. 22, 1888.
- (07) - Boussinesq, J.. *"Vitesse de la chute lente devenue uniforme d'une goutte liquide sphérique, dans un fluide visqueux de poids spécifique moindre"*. Comptes Rendus, V. 156, 1124, 1913.
- (08) - Brauer, H.. *"Unsteady State Mass Transfer Through the Interface of Spherical Particles-I"*. Int. J. Heat Mass Transfer, V. 21, 445-53, 1978.
- (09) - _____. *"Unsteady State Mass Transfer Through the Interface of Spherical Particles-II"*. Int. J. Heat Mass Transfer, V. 21, 445-65, 1978.
- (10) - Buchholz, R., Zakrzewski, W. e Schügerl, K.. *"Meßtechniken Zur Bestimmung der Eigenschaften von Blasen in Blasensäulen"*. Chem. Ing. Technik, V. 51, N. 1, :568-575, 1979.
- (11) - Calderbank, P.H. e Moo-Young, M. B.. *"The Continous Phase Heat and Mass-Transfer Properties of Dispersions"*. Chemical Engineering Science, V 16, 39-64, 1961.
-

-
- (12) - Chao, B.T. "*Motion of Spherical Gas Bubbles in a Viscous Liquid at Large Reynolds Numbers*", *The Physics of Fluids*, V.5, N.1, 69-79, 1962.
- (13) - Coppock, P. D. e Meiklejohn, G. T. "*The Behaviour of Gas Bubbles in Relation to Mass Transfer*". *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, V. 29, 75-86, 1951.
- (14) - Davidson, J. F. e Harrison, D.. "*Fluidised Particles*". Cambridge University Press, p. 53, 1963.
- (15) - Deckwer, W.D. "*On the Mechanism of Heat Transfer in Bubble Column Reactors*". *Chemical Engineering Science*, V. 35, N. 1, 1341-1346. 1980.
- (16) - Deindoerfer, F. H. e Humphrey, A. E.. "*Mass Transfer from Individual Gas Bubbles*". *Industrial and Engineering Chemistry*, V. 53, N. 9, 755-59, 1961.
- (17) - Elzinga, E. R. e Banchemo, J. T.. "*Film Coefficients for Heat Transfer to Liquid Drops*". *Chem. Eng. Prog. Symposium Series*, V. 55, N. 29, 149-65, 1959.
- (18) - Gestrich, W., Esenwein, H. e Krauss, W.. "*Liquid-Side Mass Transfer Coefficient in Bubble Layers*". *International Chemical Engineering*, V. 18, N. 1, 38-47, 1978.
- (19) - Gmehling, J. e Onken, U.. "*Vapor - Liquid Equilibrium Data Collection*". *Deckema Chemistry Data Series*, V. 1, Part. 1, 1977.
- (20) - Guy, C., Carreau, P.J. e Paris, J.. "*Heat and Mass Transfer Between Bubbles and a Liquid*", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, V 70, 55-60, 1992.
- (21) - Hackenberg, C. M.. "*On the Unsteady Resistance of Submerged Spherical Bodies*". Ph D. Thesis. University of Florida, 1969.
- (22) - _____. "*On the Unsteady Resistance of on Inviscid Fluid Sphere*". V Interamerican Congress of Chemical Engineering, Rio de Janeiro, 1973.
- (23) - _____. "*Transferência de Calor em Processos de Borbulhamento*", VI Congresso Interamericano de Engenharia Química, Caracas-Venezuela, 1975.
- (24) - Hackenberg, C. M. e Andrade, A. L.. "*Transferência de Calor Transiente em Processos de Borbulhamento: Determinação da Temperatura Superficial*". VI Congresso Internacional de Engenharia Química, Caracas-Venezuela, 1975.
-

- (25) - _____ "A Equação Modificada de Lewis e a Analogia da Transferência de Calor e Massa em Regime Transiente". I Congresso Latino-Americano de Transferência de Calor e Massa, La-Plata, Argentina, 1982.
- (26) - Hadamard, J.. "Mouvement Permanent Lent d'une Sphere Liquide et Visquese dans un Liquide Visquex". Comptes Rendes, V. 152, 1735, 1911.
- (27) - Harper, J. F. e Moore, D. W.. "The motion of a spherical liquid drop at high Reynolds number". J Fluid Mechanics, V. 32, 367-391, 1968.
- (28) - Hikita, H., Asal, S., Kikukawa, H., Zalke, T. e Ohue, M.. "Heat Transfer Coefficient in Bubble Columns". Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., V. 20, 540-545, 1981.
- (29) - Hong, W. e Brauer, H.. "Gas - Liquid Mass Transfer in Bubble - Column Reactors". International Chemical Engineering, V. 29, 388-434, 1989.
- (30) - Hughes, R.R. & Gilliland, E. R.. "Mass Transfer Inside Drops in a Gas". Chemical Engineering Progress Symposium Series, V. 51, N. 16, 101-120, 1955.
- (31) - Jakob, M.. "Heat Transfer". John Wiley, 1949.
- (32) - Kawase, Y., Halard, B. e Moo-Young, M.. "Theoretical Prediction of Volumetric Mass Transfer Coefficients in Bubble Columns for Newtonian and non - Newtonian Fluids". Chemical Engineering Science, V. 42, N. 1, 1609-1617, 1987.
- (33) - Keitel, G. e Onken, U.. "Errors in the Determination of Mass Transfer in Gas-Liquid Dispersions". Chemical Engineering Science, V. 36, N. 12, 1927-32, 1981.
- (34) - Kronig, R. e Brink, J.C.. "On the Theory of Extraction from Falling Droplets". Appl. Sci. Research, V. A2, 142-154, 1950.
- (35) - Landolf e Bornstein. "Thermodynamics Propertie of Mistures", 1V-1B.
- (36) - Levich, V. G.. "Physicochemical Hydrodynamics". Prentice-Hall, 1962.
- (37) - _____ "Movement of Drops and Bubbles in Liquid Media", International Chemical Engineering., V. 2, 78-89, 1962.

- (38) - Lochiel, A. C., e Calderbank, P. H.. "*Mass Transfer in the Continuous Phase Around Axisymmetric Bodies of Revolution*", Chemical Engineering Science, V. 19, 471-484, 1964.
- (39) - Milne-Thomson, L. M.. "*Theoretical Hydrodynamics*". MacMillan Company, 5.ed., New York, 1968.
- (40) - Motarjemi, M. e Jameson, G.T.. "*Mass Transfer from Very Small Bubbles - The Optimum Bubble Size for Aeration*". Chemical Engineering Science, V. 33, 1415 - 23, 1978.
- (41) - Moore, D. W.. "*The Rise of a Gas Bubble in a Viscous Liquid*". J. Fluid Mechanics, V. 6, 113-130, 1959.
- (42) - ____ "*The Boundary Layer on a Spherical Gas Bubble*", J. Fluid Mechanics, vol 16, 161-176, 1963.
- (43) - Mudde, R.F., Bakker, R.A. e van den Akker, H.E.A.. "*Noise Analysis of Transmitted Light Beams For Determining Bubble Velocity and Gas Holdup Profiles in a Bubble Column*", Chemical Engineering Science, V.47, N.13/14, 3631-38, 1992.
- (44) - Odar, F. e Hamilton, W. S.. "*Forces on a Sphere Accelerating in a Viscous Fluid*", J. Fluid Mechanics, V. 18, 302-314, (1964).
- (45) - Pai, Shi-I.. "*Two-phase flows: Vieweg trats in pure and applied physics*". 3V. German - West, 1977.
- (46) - Perry, R. H. e Chilton, C. H.. "*Chemical Engineers' Handbook*". McGraw-Hill, 5 edição, 1973.
- (47) - Queiroz, E.M. e Hackenberg, C.M.. "*Evaporadores por Contato Direto - Efeito da Temperatura e Concentração do Gás Borbulhado*", R.B.E., V.9, N. 2, 1992.
- (48) - Rangel, L. S.. "*Transferência de Massa Transiente em um Processo de Absorção Gás-Líquido*", Tese M. Sc., UFBA, 1992.
- (49) - Reid, R. C. e Prausnitz, J. M. Poling, B. E.. "*The Properties of Gases and Liquids*". Cap 2 e 3, McGraw-Hill, Fourth Edition, New York, 1987.

-
- (50) - Rodemerck, U. e Seidel, A. "*Analysis of Transient Mass Transfer Measurements in Bubble Columns*", Chemical Engineering Science, V.46, N. 3, 908-12, 1991.
- (51) - Ruckenstein, E. "*On Mass Transfer in the Continuous Phase from Spherical Bubbles or Drops*". Chemical Engineering Science, V. 19, N. 1, 131-146, 1964.
- (52) - ____ "*Mass Transfer Between a Single Drop and a Continuous Phase*". Int. J. Heat. Mass Transfer, V. 10, 1785-1792, 1967.
- (53) - Rybczinski, W. "*Über die fortschreitende Bewegung einer flüssigen Kugel in einem zähen Medium*". Bull. Acad. Cracovia, A 40, 1911.
- (54) - Santana, E.M., Oliveira, A.P. e Menezes, P.R.O. "*Utilização de Correlações de Predição de Densidade em Misturas Líquidas Polares e Apolares*". 9^o Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Salvador, Bahia, 1992.
- (55) - Schmidt, H. "*Bubble Formation and Heat Transfer During Dispersion of Superheated Steam in Saturated Water-II, Heat Transfer from Superheated Steam Bubbles to Saturated Water During Bubble Formation*". International Journal of Heat and Mass Transfer, V.20, 647-54, 1977.
- (56) - Schumpe, A. e Deckwer, W.D. "*Analysis of Chemical Methods for Determination of Interfacial Areas in Gas-in-Liquid Dispersions With Non-Uniform Bubbles Sizes*". Chemical Engineering Science, V. 35, N. 1, 2221-2233, 1980.
- (57) - Semiat, R. e Dukler, A. E. "*Simultaneous Measurement of Size and Velocity of Bubbles or Drops: A New Optical Technique*". AIChE Journal, V. 27, N. 1, 148 - 58, 1981.
- (58) - Sideman, S. "*Direct Contact Heat Transfer Between Immiscible Liquids*". Advances in Chemical Engineering, Cap. 6, 207-80, New York, Academic Press, 1966.
- (59) - Souza, C. A. G. "*Transferência de Calor com Mudança de Fase em Processos de Borbulhamento*". Tese M. Sc. FEC/UNICAMP, 1986.
- (60) - Sridhar, T. e Potter, O. E. "*Interfacial Area Measurements in Gas - Liquid Agitated Vessels*". Chemical Engineering Science, V. 33, 1347 - 53, 1978.
- (61) - ____ "*Interfacial Areas in Gas - Liquid Stirred Vessels*". Chemical Engineering Science, V. 33, 683 - 95, 1980.
-

-
- (62) - Stenberg, O. e Andersson, B.. *"Gas - Liquid Mass Transfer in Agitated Vessels-II. Modelling of Gas-Liquid Mass Transfer"*. Chemical Engineering Science, V. 43, N. 3, 725-730, 1988.
- (63) - Stokes, C.G.. *"On the Effect of Internal Friction of Fluids on the Motion of Pendulums"*, Trans. Cam. Phil. Soc., V. 9, 8-106, 1851.
- (64) - Tamir, A. e Merchuk, J. C.. *"Effect Diffusivity on Gas-Side Mass Transfer Coefficient"*. Chemical Engineering Science, V. 33, 1371-74, 1978.
- (65) - Tsonopoulos, Constantine. *"An Empirical Correlation of Second Virial Coefficient"*. AIChE Journal, V. 20, 263-71, 1974.
- (66) - Tyn, T. M. e Calus, W. F.. *"Temperature and Concentration, Dependence of Mutual Diffusion Coefficient Binary of Some Liquid Systems"*. Journal of Chemical and Engineering Data, V. 20, N. 3, 310-16, 1975.
- (67) - Vargaftik, N. B.. *"Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases"*. Cap 11 e 12, John Wiley e Sons, Inc. Secound Editon, 1975.
- (68) - Winnikow, S., e Chao, B. T.. *"Droplet Motion in Purifical Systems"*, The Physics of Fluids , V. 9, N. 1 , 50-61, 1966.
- (69) - Yao, B.P., Zheng, C., Gasche, H.E. e Hofmann, H.. *"Bubble Behaviour and Flow Structure of Bubble Columns"*. Chem. Eng. Process., V.29, 65-75, 1991.
- (70) - Yu Y.H. e Kim, S.D.. *"Bubble Properties and Local Liquid Velocity in the Radial Direction of Cocurrent Gas-Liquid Flow"*, Chemical Engineering Science, V.46, N.1, 313-20, 1991.
- (71) - Zaritzky, N. e Calvelo, A.. *"Internal Mass Transfer Coefficient Within Single Bubbles. Theory and Experiment"*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, V. 57, 58-64, 1979.
-

ANEXO I - RESULTADOS EXPERIMENTAIS

L1 - Transferência de Massa Isotérmica

As Tabelas I.1.1 a I.1.12 apresentam os resultados experimentais coletados para a transferência de massa A uma temperatura de aproximadamente 28 °C para o gás de entrada, ou seja, ar saturado em etanol à 28 °C. Conforme já citado anteriormente, os experimentos foram realizados para quatro diferentes vazões de ar na fase gasosa, quais sejam:

$$Q_0 = 2.36E - 5m^3 / s$$

$$Q_1 = 2.98E - 5m^3 / s$$

$$Q_2 = 3.86E - 5m^3 / s$$

$$Q_3 = 5.70E - 5m^3 / s$$

Para cada uma dessas vazões foram realizados três experimentos com aproximadamente as seguintes alturas iniciais de água na fase contínua:

$$A_1 = 0.03 m$$

$$A_2 = 0.06 m$$

$$A_3 = 0.09 m$$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
Min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.15	28.5	28.2	28.2	28.5	25.6	23.9
5	0.0054	3.16	28.5	28.3	28.3	29.3	26.6	23.7
10	0.0081	3.18	28.9	28.5	28.5	28.5	27.4	23.9
15	0.0144	3.19	28.9	28.3	28.3	29.9	28.2	23.7
30	0.0325	3.20	28.5	28.2	28.2	30.1	29.3	23.5
45	0.0468	3.24	28.5	28.3	28.3	30.3	30.3	23.2
60	0.0645	3.27	28.7	28.3	28.3	30.5	30.7	23.2
120	0.1208	3.40	28.5	28.2	28.2	30.7	30.7	23.0
180	0.1622	3.60	28.7	28.3	28.3	30.3	30.3	23.5
240	0.2015	3.70	29.1	28.3	28.3	30.8	29.7	23.3
300	0.2317	3.85	28.7	28.5	28.5	30.6	29.5	23.3
360	0.2645	3.95	28.7	28.7	28.7	30.1	29.1	24.1
420	0.2896	4.10	28.7	28.5	28.5	30.3	28.7	24.3
480	0.3163	4.20	28.7	28.3	28.3	29.9	28.2	23.7
540	0.3325	4.30	28.7	28.7	28.7	29.7	28.2	23.9
600	0.3524	4.35	28.3	28.3	28.3	29.3	27.8	23.7
660	0.3673	4.45	28.7	28.2	28.2	29.3	27.4	23.1
695	0.3813	4.60	28.9	28.3	28.3	29.3	27.4	23.1
720	0.3901	4.60	28.9	28.3	28.3	29.3	27.4	23.1
750	0.3946	4.60	28.9	28.3	28.3	29.3	27.4	23.1
780	0.4043	4.65	28.9	28.3	28.3	29.3	27.4	23.1

Tabela I.1.1 - Transferência de Massa - Q_0A_1

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.31	29.1	28.1	28.1	28.3	24.9	23.3
5	0.0023	6.32	29.1	28.1	28.1	28.9	25.3	23.3
10	0.0052	6.35	29.1	28.1	28.1	29.1	25.8	23.3
15	0.0092	6.37	29.3	28.1	28.1	29.5	26.2	23.3
30	0.0211	6.40	29.1	28.3	28.3	29.5	27.6	23.3
45	0.0284	6.45	28.7	28.3	28.3	29.5	28.6	23.3
60	0.0382	6.50	28.9	28.1	28.1	29.3	29.1	23.7
180	0.1006	6.75	28.9	28.1	28.1	29.3	29.3	22.6
240	0.1242	6.90	28.5	27.7	27.7	28.5	29.3	22.6
300	0.1435	7.00	28.5	27.9	27.9	28.3	28.9	22.6
360	0.1648	7.10	28.5	27.9	27.9	29.1	28.6	22.6
420	0.1882	7.25	28.7	28.1	28.1	30.1	28.3	22.4
480	0.2060	7.35	28.7	27.9	27.9	30.1	28.0	22.4
540	0.2220	7.45	28.7	28.1	28.1	30.1	27.6	22.4
600	0.2371	7.65	28.7	28.3	28.3	30.1	27.4	22.7
660	0.2534	7.85	28.5	28.3	28.3	29.9	27.4	22.7
720	0.2596	7.95	28.5	28.1	28.1	29.7	24.2	22.7
780	0.2816	8.05	28.7	28.3	28.3	29.9	26.8	22.6
840	0.2937	8.15	28.1	28.0	28.0	29.7	26.6	22.6
900	0.3046	8.30	28.3	28.0	28.0	29.5	26.4	22.4
960	0.3190	8.40	28.5	28.1	28.1	29.5	26.2	22.4
1020	0.3262	8.50	28.3	28.0	28.0	29.5	26.0	22.6
1080	0.3386	8.65	28.5	28.0	28.0	29.3	26.0	22.6
1140	0.3453	8.75	28.3	28.1	28.1	29.3	26.0	22.4
1200	0.3563	8.80	28.5	28.1	28.1	29.3	26.0	22.6
1260	0.3680	8.90	28.3	28.3	28.3	29.3	26.0	23.3
1320	0.3763	8.95	28.5	28.5	28.5	29.1	26.2	23.3
1380	0.3770	9.05	28.5	28.3	28.3	29.1	26.2	23.4
1440	0.3875	9.15	28.7	28.3	28.3	29.1	26.2	23.3
1480	0.3938	9.25	28.7	28.1	28.1	29.3	26.2	23.3
1500	0.3929	9.35	28.3	28.3	28.3	29.3	26.4	23.4
1530	0.3964	9.40	28.7	28.5	28.5	29.7	26.6	23.3
1560	0.4010	9.40	28.5	28.3	28.3	29.5	26.6	23.3
1590	0.4002	9.40	28.5	28.3	28.3	29.3	26.4	23.3

Tabela I.1.2 - Transferência de Massa - $Q_0 A_2$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	9.35	28.9	28.6	28.6	29.9	25.1	24.1
5	0.0007	9.35	28.9	28.6	28.6	30.1	25.5	23.9
10	0.0026	9.35	28.9	28.6	28.6	30.5	25.8	23.9
15	0.0055	9.35	28.9	28.4	28.4	29.7	26.0	23.9
30	0.0106	9.38	28.9	28.4	28.4	29.7	26.8	23.8
45	0.0160	9.40	28.9	28.4	28.4	29.7	27.8	23.9
60	0.0216	9.45	28.6	28.4	28.4	29.7	28.2	24.1
120	0.0424	9.60	28.6	28.4	28.4	30.1	29.3	23.9
240	0.0815	9.90	28.4	28.6	28.6	30.5	29.7	23.7
360	0.1185	10.20	28.9	28.2	28.2	30.7	29.5	23.2
480	0.1476	10.55	28.7	28.2	28.2	30.3	28.9	23.0
600	0.1744	10.80	28.2	28.0	28.0	29.7	28.4	22.8
720	0.2024	11.10	28.4	28.4	28.4	29.7	28.2	23.2
840	0.2246	11.30	28.6	28.6	28.6	29.7	27.8	23.0
960	0.2511	11.60	28.4	28.4	28.4	29.7	27.6	23.0
1080	0.2725	11.90	28.2	28.4	28.4	29.7	28.0	22.2
1200	0.2894	12.20	28.6	28.0	28.0	29.7	26.4	22.4
1260	0.2951	12.35	28.6	28.0	28.0	29.7	26.4	21.6
1320	0.3027	12.45	28.8	28.0	28.0	29.9	26.2	21.6
1380	0.3109	12.60	28.8	28.2	28.2	29.9	26.4	22.8
1440	0.3175	12.75	28.6	28.2	28.2	29.1	26.6	22.8
1500	0.3269	12.95	28.4	28.0	28.0	29.7	26.2	23.0
1560	0.3359	13.05	28.4	28.2	28.2	29.1	26.6	23.2
1620	0.3431	13.15	28.2	28.0	28.0	29.3	26.0	22.2
1680	0.3475	13.25	28.8	28.0	28.0	30.1	26.2	21.6
1740	0.3578	13.35	28.8	28.2	28.2	29.7	25.7	21.6
1800	0.3588	13.55	28.8	28.4	28.4	30.3	26.6	22.6
1860	0.3671	13.65	28.9	28.6	28.6	30.3	26.6	23.4
1890	0.3706	13.65	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
1920	0.3772	13.70	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
1950	0.3816	13.70	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
1980	0.3864	13.80	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
2010	0.3892	13.85	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
2034	0.3836	13.90	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0
2049	0.3955	13.90	28.9	28.4	28.4	30.3	26.4	23.0

Tabela I.1.3 - Transferência de Massa - Q_0A_3

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.10	30.3	28.2	28.2	29.9	23.7	22.2
5	0.0071	3.15	30.3	28.0	28.0	29.5	24.3	21.6
10	0.0123	3.20	29.7	28.0	28.0	29.7	25.7	22.4
15	0.0197	3.30	29.5	28.0	28.0	29.9	26.6	22.4
30	0.0398	3.35	28.4	28.0	28.0	29.9	28.9	22.4
45	0.0519	3.40	28.9	28.4	28.4	30.7	30.3	23.2
60	0.0722	3.45	28.4	28.2	28.2	30.9	31.1	23.0
120	0.1305	3.50	28.4	28.2	28.2	30.9	30.9	21.6
180	0.1840	3.65	28.4	28.0	28.0	30.9	29.7	21.4
240	0.2226	3.85	28.6	27.8	27.8	30.3	28.9	21.6
300	0.2616	4.00	28.6	27.8	27.8	29.9	28.0	21.6
360	0.2922	4.20	28.4	28.2	28.2	29.7	27.8	21.4
457	0.3355	4.40	28.4	28.2	28.2	30.3	27.6	22.8
480	0.3467	4.45	28.2	28.2	28.2	30.1	27.6	22.6
510	0.3609	4.65	28.4	28.2	28.2	30.0	27.6	22.6
530	0.3634	4.65	28.6	28.2	28.2	30.1	27.6	22.4
540	0.3733	4.65	28.6	28.1	28.1	29.9	27.8	22.4
555	0.3752	4.65	28.4	28.2	28.2	29.9	27.8	22.4
560	0.3770	4.65	28.4	28.1	28.1	30.0	27.5	22.4
565	0.3783	4.65	28.2	28.1	28.1	29.9	27.6	22.5

Tabela I.1.4 - Transferência de Massa - $Q_1 A_1$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.20	28.7	28.2	28.2	28.7	24.3	26.4
5	0.0032	6.20	28.4	28.0	28.0	28.7	24.9	24.9
10	0.0062	6.25	28.4	28.2	28.2	28.9	25.5	24.3
15	0.0096	6.28	28.4	28.2	28.2	29.1	25.8	23.9
30	0.0206	6.30	28.4	28.2	28.2	29.7	27.8	23.2
45	0.0323	6.35	28.6	28.2	28.2	29.9	28.9	23.0
60	0.0429	6.45	28.4	28.2	28.2	30.3	29.9	22.6
120	0.0812	6.60	28.9	28.2	28.2	30.7	30.7	22.6
180	0.1142	6.80	28.6	28.2	28.2	30.9	30.7	22.7
240	0.1432	6.95	28.6	28.2	28.2	30.9	29.9	21.6
300	0.1708	7.10	28.4	28.4	28.4	30.1	28.9	21.4
360	0.1922	7.30	28.2	28.0	28.0	30.1	28.4	21.6
420	0.2174	7.45	28.6	28.2	28.2	30.3	28.2	22.0
480	0.2419	7.65	28.6	28.0	28.0	29.9	27.8	22.3
540	0.2582	7.80	28.4	28.0	28.0	30.1	27.4	21.4
600	0.2667	8.00	28.9	28.2	28.2	30.1	27.0	21.6
660	0.2828	8.10	29.1	28.0	28.0	30.1	26.8	21.6
720	0.3003	8.25	28.5	28.4	28.4	30.3	26.6	21.6
780	0.3204	8.45	28.4	28.4	28.4	30.3	26.6	21.2
840	0.3387	8.55	28.5	27.8	27.8	30.3	26.4	21.4
900	0.3472	8.75	28.4	28.2	28.2	29.5	26.0	21.4
960	0.3630	8.85	28.4	28.4	28.4	29.3	26.0	21.4
1020	0.3742	8.95	28.6	28.2	28.2	29.7	26.6	21.6
1080	0.3842	9.10	28.6	28.9	28.9	29.9	26.6	23.0
1140	0.3960	9.20	28.6	28.6	28.6	29.9	26.6	23.0
1200	0.4085	9.35	28.6	28.0	28.0	29.5	26.4	22.6
1260	0.3986	9.55	28.9	28.2	28.2	29.3	26.2	22.8
1320	0.4234	9.65	28.9	28.0	28.0	29.7	26.0	22.8
1380	0.4365	9.65	28.9	28.2	28.2	29.5	26.0	22.7

Tabela I.1.5 - Transferência de Massa - $Q_1 A_2$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	9.05	29.1	28.0	28.0	29.3	24.9	23.0
5	0.0150	9.05	28.7	28.0	28.0	29.5	25.5	23.0
10	0.0038	9.05	28.7	28.2	28.2	29.5	25.8	23.0
15	0.0060	9.10	28.9	28.2	28.2	29.7	26.2	23.0
30	0.0147	9.10	28.9	28.4	28.4	30.7	27.8	23.4
45	0.0220	9.20	28.7	28.6	28.6	30.3	28.4	23.8
60	0.0284	9.25	28.7	28.6	28.6	30.1	28.9	23.4
120	0.0546	9.40	28.7	28.4	28.4	30.9	30.3	23.2
180	0.0790	9.65	28.7	28.2	28.2	31.1	30.5	23.6
240	0.1035	9.75	28.7	28.2	28.2	30.9	30.3	23.4
300	0.1252	9.95	28.7	28.6	28.6	31.3	30.5	23.8
360	0.1423	10.20	28.7	28.4	28.4	30.9	29.7	23.2
420	0.1620	10.40	28.5	28.4	28.4	30.9	29.3	23.1
480	0.1770	10.55	28.5	28.0	28.0	30.7	28.7	22.7
540	0.1952	10.75	28.5	28.0	28.0	30.5	28.5	22.9
600	0.2161	10.95	28.3	28.2	28.2	30.5	28.1	22.7
660	0.2322	11.10	28.3	28.2	28.2	30.3	27.9	23.2
720	0.2454	11.25	28.7	28.4	28.4	30.7	27.7	23.6
780	0.2577	11.40	28.7	28.2	28.2	30.1	27.5	22.6
840	0.2673	11.55	28.7	28.4	28.4	30.1	27.3	22.8
900	0.2817	11.65	28.3	28.4	28.4	30.1	26.9	22.0
960	0.2943	11.80	28.1	28.2	28.2	30.1	26.5	21.6
1020	0.3009	11.95	28.3	28.2	28.2	29.7	26.3	21.6
1080	0.3140	12.15	28.7	28.2	28.2	30.1	26.1	22.0
1140	0.3216	12.30	28.5	28.6	28.6	29.7	26.1	22.2
1200	0.3286	12.40	28.9	28.0	28.0	30.9	25.9	23.2
1260	0.3412	12.50	28.5	28.2	28.2	29.5	25.7	22.4
1320	0.3503	12.60	28.5	28.2	28.2	29.9	25.5	22.4
1380	0.3642	12.80	28.5	28.4	28.4	30.1	26.1	22.2
1440	0.3613	12.95	28.5	28.6	28.6	30.1	26.5	22.6
1500	0.3812	13.05	28.3	28.2	28.2	30.1	25.9	22.6
1560	0.3797	13.15	28.7	28.4	28.4	29.9	25.9	22.8
1620	0.3931	13.25	28.7	28.0	28.0	29.5	25.9	23.2
1650	0.3925	13.25	28.7	28.0	28.0	29.3	25.9	23.0
1665	0.3957	13.30	28.7	28.2	28.2	29.2	25.9	23.1
1680	0.4002	13.40	28.7	28.0	28.0	29.3	25.8	23.2
1695	0.4013	13.55	28.7	28.0	28.0	29.2	25.8	23.1
1715	0.3998	13.55	28.7	28.2	28.2	29.3	25.9	23.0
1745	0.3970	13.60	28.7	28.0	28.0	29.1	25.8	23.0
1775	0.4052	13.60	28.7	28.0	28.0	29.1	25.7	23.1
1795	0.4050	13.65	28.7	28.2	28.2	29.1	25.7	23.0
1825	0.4080	13.65	28.7	28.2	28.2	29.1	25.7	23.0
1835	0.4082	13.70	28.7	28.2	28.2	29.1	25.7	23.0
1845	0.4149	13.70	28.7	28.2	28.2	29.1	25.7	23.0

Tabela I.1.6 - Transferência de Massa - $Q_1 A_3$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.10	27.6	28.2	28.2	28.9	23.9	23.2
5	0.0078	3.12	27.8	28.2	28.2	28.9	25.1	23.4
10	0.0171	3.15	28.4	28.4	28.4	29.1	26.4	23.4
15	0.0250	3.20	28.4	28.2	28.2	29.1	27.8	23.4
30	0.0515	3.25	28.4	28.4	28.4	29.9	30.7	23.7
45	0.0732	3.27	28.9	28.2	28.2	30.5	31.6	23.4
60	0.0920	3.30	28.7	28.0	28.0	30.5	32.0	23.2
120	0.1597	3.50	28.5	27.8	27.8	30.9	31.1	23.0
180	0.2150	3.65	28.3	28.0	28.0	30.9	30.1	22.8
240	0.2630	3.90	28.7	28.4	28.4	30.9	29.5	23.4
300	0.2985	4.10	28.9	28.4	28.4	31.1	29.1	23.0
360	0.3338	4.20	28.9	28.4	28.4	30.9	28.4	22.2
375	0.3443	4.30	28.8	28.2	28.2	30.5	28.4	22.4
405	0.3465	4.45	28.8	28.1	28.1	30.4	28.5	22.2
420	0.3540	4.50	28.7	28.1	28.1	30.5	28.6	22.3
435	0.3641	4.55	28.7	28.2	28.2	30.6	28.7	22.5
450	0.3767	4.65	28.8	28.3	28.3	30.4	28.8	22.4
460	0.3765	4.65	28.8	28.2	28.2	30.4	28.7	22.6
465	0.3776	4.65	28.9	28.1	28.1	30.5	28.6	22.3
470	0.3808	4.65	28.8	28.2	28.2	30.6	28.7	22.5
475	0.3870	4.65	28.8	28.2	28.2	30.4	28.6	22.2

Tabela I.1.7 - Transferência de Massa - Q_2A_1

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.25	28.4	28.6	28.6	28.8	25.7	25.8
5	0.0058	6.25	28.2	28.6	28.6	28.8	26.1	24.3
10	0.0114	6.30	28.6	28.6	28.6	28.8	26.7	23.8
15	0.0156	6.30	28.6	28.4	28.4	29.0	28.2	23.4
30	0.0321	6.35	28.6	28.6	28.6	29.6	29.5	23.0
45	0.0447	6.40	28.4	28.6	28.6	30.0	30.7	22.6
60	0.0553	6.45	28.6	28.6	28.6	30.6	31.1	22.6
120	0.1089	6.80	28.4	28.2	28.2	31.1	31.3	22.6
180	0.1423	7.15	28.4	28.4	28.4	31.5	31.1	22.6
240	0.1762	7.25	28.6	28.2	28.2	31.5	29.9	23.0
300	0.2055	7.45	28.6	28.6	28.6	31.7	29.5	22.8
360	0.2308	7.75	28.6	28.2	28.2	31.1	28.9	21.4
420	0.2644	7.80	28.6	28.2	28.2	30.9	28.2	21.4
480	0.2667	8.00	28.6	28.2	28.2	30.7	27.9	21.4
540	0.3052	8.25	28.6	28.2	28.2	30.9	27.5	21.4
600	0.3289	8.45	28.6	28.2	28.2	31.1	27.3	21.4
660	0.3465	8.60	28.4	28.2	28.2	30.1	27.1	21.4
720	0.3653	8.95	28.6	28.0	28.0	30.3	26.9	21.6
780	0.3758	9.10	28.8	28.2	28.2	30.5	26.9	21.4
840	0.3996	9.15	28.2	28.2	28.2	30.1	26.7	21.4
900	0.4013	9.35	28.4	28.4	28.4	30.1	26.7	21.4

Tabela I.1.8 - Transferência de Massa - Q_2A_2

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	9.20	28.7	28.2	28.2	28.4	25.5	24.1
5	0.0039	9.20	28.4	28.2	28.2	28.7	26.0	23.8
10	0.0067	9.22	28.4	28.2	28.2	28.9	26.6	23.9
15	0.0103	9.25	28.4	28.2	28.2	29.5	27.6	23.6
30	0.0207	9.35	28.6	28.2	28.2	29.7	28.8	23.8
45	0.0299	9.37	28.4	28.4	28.4	30.5	29.9	23.4
60	0.0389	9.43	29.1	28.6	28.6	31.2	30.1	23.2
120	0.6969	9.70	28.4	28.4	28.4	31.2	31.6	23.0
180	0.1006	9.90	28.9	28.4	28.4	31.8	31.6	23.2
240	0.1262	10.10	28.9	28.2	28.2	31.6	31.2	23.4
300	0.1501	10.35	28.7	28.4	28.4	31.4	31.0	23.2
360	0.1746	10.60	28.5	28.4	28.4	31.0	30.9	23.6
420	0.1908	10.80	28.3	28.0	28.0	30.8	29.9	23.0
480	0.2122	11.00	28.7	28.0	28.0	30.8	29.5	22.8
540	0.2340	11.15	28.3	28.0	28.0	30.8	28.5	22.6
600	0.2494	11.30	28.7	28.4	28.4	31.2	28.2	22.3
660	0.2694	11.45	28.7	28.0	28.0	32.0	28.0	22.4
720	0.2835	11.70	28.5	28.0	28.0	31.6	27.8	22.2
780	0.2979	11.90	28.7	28.2	28.2	31.2	27.6	22.4
840	0.3096	12.10	28.7	28.0	28.0	31.0	27.4	22.4
900	0.3256	12.25	28.5	28.0	28.0	30.5	26.8	22.2
960	0.3368	12.25	28.3	28.0	28.0	30.3	26.6	22.2
1020	0.3493	12.45	28.5	28.0	28.0	30.1	26.2	22.2
1080	0.3591	12.70	28.5	28.4	28.4	30.7	26.4	22.2
1140	0.3676	12.85	28.5	28.2	28.2	30.7	26.4	22.0
1200	0.3771	13.05	28.5	28.4	28.4	30.5	26.4	22.2
1230	0.3836	13.15	28.7	28.2	28.2	30.5	26.4	22.2
1260	0.3900	13.15	28.9	28.0	28.0	30.5	26.4	22.2
1290	0.3958	13.20	28.7	28.0	28.0	30.5	26.4	22.2
1320	0.3966	13.20	28.5	28.2	28.2	30.5	26.4	22.2

Tabela I.1.9 - Transferência de Massa - $Q_2 A_3$

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.20	28.4	28.4	28.4	30.5	26.4	24.3
5	0.0138	3.30	28.7	28.2	28.2	30.5	29.1	23.9
10	0.0313	3.35	28.7	28.2	28.2	30.9	30.7	23.8
15	0.0435	3.40	28.6	28.2	28.2	30.9	31.6	23.8
30	0.0517	3.45	28.7	28.2	28.2	31.1	33.3	23.8
45	0.1117	3.65	28.6	28.2	28.2	31.1	33.9	23.6
60	0.1411	3.70	28.4	28.0	28.0	31.3	33.9	23.6
120	0.2342	4.00	28.7	28.0	28.0	31.1	31.6	23.4
180	0.3013	4.20	28.7	28.2	28.2	31.5	30.3	23.2
220	0.3355	4.40	28.7	28.2	28.2	31.3	29.1	23.2
225	0.3392	4.50	28.7	28.4	28.4	31.3	28.9	23.0
230	0.3418	4.60	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.2
235	0.3463	4.65	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.0
240	0.3503	4.70	28.7	28.2	28.2	31.3	28.9	23.2
245	0.3559	4.70	28.7	28.4	28.4	31.3	28.7	23.2
250	0.3540	4.75	28.7	28.2	28.2	31.1	28.9	23.1
255	0.3615	4.80	28.6	28.2	28.2	31.3	28.5	23.1

Tabela I.1.10 - Transferência de Massa - Q_3A_1

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.10	28.6	28.2	28.2	29.9	24.1	22.2
5	0.0073	6.20	28.8	27.8	27.8	29.9	24.9	22.4
10	0.0144	6.25	28.3	27.6	27.6	29.7	26.0	22.2
15	0.0211	6.30	28.1	27.6	27.6	29.7	26.7	21.6
30	0.0417	6.35	28.6	27.8	27.8	30.9	29.7	22.2
45	0.0604	6.45	28.1	28.0	28.0	30.9	31.2	22.0
60	0.0756	6.50	28.6	28.0	28.0	31.2	31.8	22.0
120	0.1358	7.00	28.6	28.0	28.0	32.2	31.8	21.4
180	0.1823	7.20	28.1	28.0	28.0	31.4	30.5	21.6
240	0.2239	7.50	28.4	28.2	28.2	31.6	29.9	22.2
300	0.2593	7.80	28.4	28.2	28.2	31.4	28.7	21.2
360	0.2876	7.85	28.6	28.2	28.2	30.3	28.4	21.2
420	0.3175	8.10	28.4	27.6	27.6	30.7	28.4	21.2
480	0.3409	8.25	28.5	27.8	27.8	30.2	28.2	21.3
495	0.3466	8.30	28.6	27.9	27.9	30.4	28.2	21.4
515	0.3497	8.35	28.5	27.9	27.9	30.1	28.2	21.6
520	0.3585	8.35	28.4	28.0	28.0	30.1	28.0	21.4
530	0.3592	8.40	28.5	28.0	28.0	30.1	28.1	21.5
540	0.3641	8.40	28.6	28.1	28.1	30.2	28.0	21.5
545	0.3706	8.40	28.6	28.2	28.2	30.2	28.0	21.5
550	0.3697	8.45	28.5	28.2	28.2	30.1	28.0	21.5
560	0.3724	8.45	28.5	28.2	28.2	30.1	28.0	21.5

Tabela I.1.11 - Transferência de Massa - Q_3A_2

Tempo	Conc. Etanol /1000	Altura	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
min	Kg/m ³	cm	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	9.30	28.4	28.4	28.4	29.9	26.4	24.3
10	0.0104	9.40	28.4	28.4	28.4	30.1	27.6	24.1
15	0.0158	9.45	28.4	28.4	28.4	30.1	28.6	24.1
30	0.0313	9.55	28.4	28.4	28.4	29.9	29.9	24.1
45	0.0437	9.70	28.9	28.4	28.4	30.9	31.1	24.1
60	0.0581	9.75	28.4	28.4	28.4	30.9	31.8	24.3
120	0.1001	10.00	28.8	28.4	28.4	31.6	33.0	23.8
180	0.1403	10.40	28.6	28.2	28.2	31.2	32.2	24.1
240	0.1720	10.60	28.8	28.8	28.8	31.4	31.8	23.4
300	0.2066	10.95	28.6	28.4	28.4	31.2	30.9	23.4
360	0.2349	11.20	28.8	28.2	28.2	31.2	29.9	23.0
420	0.2573	11.60	28.4	28.0	28.0	31.0	29.3	24.1
480	0.2828	11.80	28.4	28.0	28.0	31.2	29.1	23.4
540	0.3027	12.20	28.8	28.4	28.4	31.0	29.3	23.4
600	0.3104	12.40	28.2	28.0	28.0	30.7	28.6	23.0
660	0.3243	12.65	28.2	28.0	28.0	30.5	28.4	23.2
720	0.3412	12.85	28.4	28.0	28.0	30.9	28.2	23.4
780	0.3560	12.95	28.6	28.2	28.2	30.9	28.2	22.8
835	0.3693	13.00	28.4	28.2	28.2	30.7	28.2	23.0
840	0.3713	13.05	28.4	28.2	28.2	30.7	28.0	23.0
845	0.3723	13.10	28.2	28.2	28.2	30.7	28.0	23.0
855	0.3739	13.10	28.2	28.2	28.2	30.7	28.0	23.0

Tabela I.1.12 - Transferência de Massa - Q_3A_3

I.2 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa

As Tabelas I.2.1 a I.2.27 apresentam os resultados experimentais coletados para a transferência simultânea de calor e de massa à três diferentes temperaturas nos saturadores de ar com etanol, cujos valores foram de aproximadamente:

$$T_1 = 45^\circ C$$

$$T_2 = 55^\circ C$$

$$T_3 = 65^\circ C$$

Em cada uma das temperaturas acima citadas, foram realizados experimentos para três diferentes vazões de ar na fase gasosa, quais sejam:

$$Q_1 = 2.98E - 5 m^3 / s$$

$$Q_2 = 3.86E - 5 m^3 / s$$

$$Q_3 = 5.70E - 5 m^3 / s$$

Para cada urna das temperaturas e vazões foram realizados três experimentos com aproximadamente as seguintes alturas iniciais de água na fase contínua:

$$A_1 = 0.03 m$$

$$A_2 = 0.06 m$$

$$A_3 = 0.09 m$$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.50	47.3	44.	44.4	38.7	25.7	23.4
5	0.0208	3.60	47.1	45.2	44.9	38.7	32.2	23.4
15	0.0495	3.70	46.5	45.2	45.0	40.1	36.4	23.2
30	0.0894	3.80	46.5	45.4	46.4	42.1	39.5	23.0
60	0.1657	4.10	48.6	45.2	46.4	42.5	40.6	23.0
90	0.2289	4.40	49.5	45.2	46.4	42.7	40.2	23.6
120	0.2776	4.70	49.7	45.2	46.4	42.3	39.5	23.0
145	0.3081	4.90	50.1	44.8	46.4	42.0	38.9	23.2
155	0.3224	4.95	49.9	44.8	46.4	42.0	38.7	23.2
160	0.3299	5.00	49.5	44.8	46.4	42.0	38.5	23.0
165	0.3347	5.00	49.9	44.8	46.4	42.0	38.7	23.0
170	0.3423	5.10	49.7	44.8	46.4	42.0	38.7	23.6
175	0.3438	5.10	49.7	44.8	46.4	42.0	38.5	23.4
180	0.3532	5.10	49.7	44.8	46.4	42.0	38.5	23.6
185	0.3576	5.15	49.7	44.8	46.4	42.0	38.5	23.2
190	0.3599	5.20	49.7	44.8	46.4	42.0	38.1	23.0

Tabela I.2.1 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_1 A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.10	44.2	45.0	44.8	39.3	24.5	23.2
6	0.0119	7.30	44.4	45.0	44.8	37.2	29.7	22.6
15	0.0234	7.45	45.5	45.0	44.8	38.9	32.8	22.8
33	0.0487	7.50	45.5	45.0	44.8	41.2	36.8	23.4
60	0.0895	7.70	45.1	45.0	45.4	41.8	38.9	23.4
90	0.1290	8.00	45.9	45.0	44.4	42.3	40.0	23.8
120	0.1624	8.45	44.4	45.8	45.2	42.5	39.8	22.6
150	0.1933	8.70	45.4	45.2	45.0	42.5	39.2	23.4
180	0.2218	9.00	45.9	45.0	44.6	41.9	38.7	23.2
210	0.2453	9.20	46.7	45.0	44.6	42.3	38.2	23.0
240	0.2680	9.50	46.5	45.5	45.2	41.8	38.3	23.6
270	0.2866	9.85	45.9	45.4	45.2	41.8	38.1	23.0
300	0.3093	10.00	45.3	45.0	44.6	41.4	37.2	24.0
330	0.3235	10.20	46.1	45.2	44.8	41.4	37.0	22.8
360	0.3392	10.40	45.5	45.0	44.4	41.2	36.4	22.8
375	0.3445	10.55	46.7	45.2	44.6	41.6	37.0	23.2
390	0.3498	10.60	47.1	45.0	44.4	41.4	36.6	22.6
400	0.3576	10.70	47.1	44.8	44.2	41.2	36.6	22.4
410	0.3565	10.75	46.7	44.8	44.4	41.2	36.0	23.2

Tabela I.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_1 A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	11.20	47.8	45.4	45.0	37.2	24.7	23.6
5	0.0098	11.30	47.3	45.4	45.0	36.0	27.2	23.2
15	0.0177	11.40	45.9	45.0	44.8	36.4	29.5	23.6
30	0.0304	11.50	43.7	45.0	44.8	38.1	32.4	23.0
60	0.0566	11.75	44.4	45.0	44.8	41.2	36.4	23.2
90	0.0831	12.10	47.8	45.2	44.8	41.9	38.5	23.2
120	0.1079	12.40	48.0	45.0	44.8	42.1	38.7	23.2
150	0.1316	12.70	47.8	45.2	45.0	42.1	38.9	23.2
180	0.1528	13.05	47.3	45.4	45.0	42.0	38.5	23.4
210	0.1736	13.40	46.3	45.4	45.2	42.0	38.1	23.8
240	0.1915	13.60	46.1	45.4	45.2	41.8	37.7	23.2
270	0.2096	13.85	46.5	45.0	44.6	41.6	37.2	23.4
300	0.2249	14.10	46.3	44.6	44.4	41.4	36.6	23.0
330	0.2363	14.40	46.3	44.8	44.6	41.2	36.4	23.4
360	0.2526	14.60	47.5	45.2	44.6	41.4	36.4	23.4
390	0.2652	14.85	47.5	45.6	45.0	41.6	36.8	23.4
420	0.2455	15.10	47.7	45.4	44.8	41.4	36.4	23.8
450	0.2847	15.40	46.5	45.2	44.6	41.2	36.4	23.4
480	0.3011	15.65	45.7	44.6	43.8	40.8	35.5	22.8
510	0.3186	15.90	45.9	44.4	43.4	40.2	35.1	22.8
540	0.3250	16.15	47.1	45.4	43.8	40.4	35.3	23.2
570	0.3362	16.30	47.7	45.4	43.0	40.2	35.5	23.0
600	0.3413	16.60	48.8	45.4	40.8	39.1	35.1	23.2
615	0.3439	16.65	48.4	45.2	40.6	38.5	34.7	23.2
630	0.3557	16.70	48.8	45.2	39.7	38.1	33.9	23.2
645	0.3538	16.80	48.4	45.2	39.3	37.6	33.5	23.2

Tabela I.2.3 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_1A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.50	45.5	44.7	44.3	38.5	25.1	24.1
5	0.0233	3.65	45.7	44.9	44.3	39.3	32.4	23.6
15	0.0616	3.75	45.9	45.1	44.5	41.6	37.6	23.2
30	0.1176	3.90	46.9	45.1	44.5	43.1	41.2	23.0
60	0.2109	4.35	49.3	44.7	44.1	44.1	42.5	23.2
90	0.2841	4.75	49.9	44.7	44.1	43.3	41.2	22.8
105	0.3108	4.90	49.9	44.9	44.5	43.3	41.0	22.8
115	0.3382	5.10	49.7	44.5	44.1	42.7	40.2	22.4
125	0.3459	5.20	49.9	44.7	44.3	42.7	40.2	23.0

Tabela I.2.4 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.10	51.8	44.9	44.5	36.6	25.8	23.0
5	0.0115	7.30	50.9	45.1	44.5	38.7	29.3	23.6
15	0.0303	7.40	49.5	45.3	45.1	40.8	34.1	23.6
30	0.0581	7.55	49.3	45.5	45.1	42.1	37.0	23.6
60	0.1138	7.90	50.1	45.5	45.3	43.9	41.4	23.2
90	0.1652	8.35	50.5	45.5	45.3	44.1	41.6	23.0
120	0.2089	8.80	50.1	45.5	45.3	44.1	41.4	23.0
150	0.2466	9.10	51.6	45.5	45.3	43.7	40.8	23.2
180	0.2795	9.50	51.6	45.5	45.3	44.1	40.4	24.0
196	0.2948	9.75	51.6	45.5	45.3	43.7	40.4	23.8
210	0.3069	9.90	51.6	45.5	45.3	43.7	40.0	23.6
230	0.3208	10.10	51.4	45.5	45.3	43.5	39.8	24.0
240	0.3272	10.20	51.6	45.3	44.9	43.1	39.2	23.4
251	0.3349	10.30	51.0	45.1	44.7	42.7	39.0	23.0
255	0.3459	10.40	50.8	45.3	44.9	42.9	39.4	23.4
260	0.3458	10.40	50.8	45.3	44.9	42.5	39.2	23.4
265	0.3493	10.50	50.6	45.3	44.9	42.7	39.0	23.4
270	0.3547	10.55	50.1	45.3	44.5	42.3	38.6	23.6
275	0.3542	10.60	49.7	45.3	44.3	42.1	38.4	23.2

Tabela I.2.5 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.60	47.3	45.3	44.5	38.9	24.9	23.4
5	0.0094	10.70	46.7	45.1	44.5	37.9	28.0	23.2
15	0.0207	10.85	45.1	44.9	44.5	38.9	31.7	23.4
30	0.0410	11.00	45.5	44.9	44.5	41.0	35.5	23.6
60	0.0795	11.40	45.7	44.9	44.5	42.2	39.3	23.0
90	0.1170	11.80	48.4	44.7	44.5	42.6	40.2	23.8
120	0.1525	12.30	48.4	44.7	44.5	42.9	40.8	23.4
150	0.1835	12.80	49.4	45.3	45.1	43.7	40.8	23.6
180	0.2116	13.15	50.0	45.3	45.1	43.1	40.2	23.6
214	0.2376	13.60	49.6	45.3	45.1	43.1	39.9	24.0
240	0.2590	13.90	49.8	45.9	45.5	43.1	39.5	23.4
272	0.2781	14.25	49.8	45.9	45.3	42.9	39.1	23.4
301	0.3040	14.60	49.8	45.7	45.1	42.9	38.7	23.6
320	0.3155	14.90	49.6	45.7	44.7	43.1	38.3	23.4
335	0.3272	15.00	50.2	45.7	44.9	43.1	38.7	23.6
350	0.3361	15.25	49.4	45.5	44.5	42.4	38.5	23.0
365	0.3414	15.40	48.8	45.5	44.3	42.2	38.3	23.4
380	0.3508	15.40	49.8	45.7	44.5	42.2	38.1	23.8
390	0.3439	15.55	49.8	45.7	44.5	42.0	37.8	23.4

Tabela I.2.6 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.50	46.7	44.9	44.5	37.5	24.7	23.4
5	0.0255	3.70	45.9	44.9	44.5	38.7	31.4	23.0
17	0.0788	3.90	44.9	44.9	44.5	42.0	40.0	23.0
30	0.1294	4.10	44.7	44.7	44.3	42.9	41.4	23.6
45	0.2107	4.40	46.1	44.9	44.5	44.1	43.5	22.8
55	0.2245	4.50	46.5	44.7	44.5	44.3	42.5	22.6
70	0.2643	4.70	46.5	44.7	44.5	43.7	41.8	23.2
78	0.2834	4.80	46.7	44.7	44.5	43.5	41.8	22.8
83	0.2953	4.90	46.9	44.7	44.5	43.7	41.4	22.8
90	0.3087	5.00	47.1	44.7	44.7	43.7	41.2	23.0
95	0.3199	5.00	47.1	44.9	44.7	43.7	41.4	23.0
100	0.3308	5.10	47.1	45.1	44.7	43.7	41.2	23.0
105	0.3331	5.20	47.5	45.1	44.9	43.7	41.4	23.0
110	0.3434	5.25	47.7	45.1	44.9	43.7	41.4	23.6

Tabela I.2.7 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_3 A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.00	49.8	44.5	43.9	40.2	25.6	23.6
5	0.0183	7.30	49.4	44.5	43.9	39.6	30.7	23.2
15	0.0418	7.40	49.2	45.3	44.7	41.8	36.2	23.6
30	0.0796	7.65	48.4	44.7	44.1	42.9	40.2	23.4
60	0.1402	8.05	48.8	44.7	44.1	43.9	42.1	23.6
90	0.1976	8.55	48.4	45.1	44.5	43.9	42.0	23.0
120	0.2393	9.05	49.2	44.9	44.3	43.9	41.2	23.2
150	0.2807	9.45	49.0	45.1	44.9	43.9	40.8	23.8
180	0.3145	9.90	49.4	45.3	44.9	43.7	40.2	23.6
195	0.3296	10.05	49.2	45.3	44.9	43.7	40.2	23.2
200	0.3349	10.10	49.0	45.3	44.9	43.7	40.0	23.2
205	0.3396	10.20	49.2	45.3	44.9	43.5	39.8	23.2
210	0.3432	10.25	49.4	45.3	44.9	43.5	39.8	23.4
215	0.3465	10.30	49.6	45.3	44.9	43.5	39.8	23.4
220	0.3452	10.40	49.6	45.3	44.9	43.5	39.6	23.2

Tabela I.2.8 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_3 A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.60	49.3	45.1	44.9	37.8	24.5	22.8
5	0.0095	10.75	48.2	45.1	44.9	37.2	27.0	23.0
15	0.0230	10.90	45.9	45.1	44.9	38.7	31.2	22.8
30	0.0440	11.10	45.7	45.1	44.9	40.8	36.2	22.6
60	0.0875	11.60	45.9	45.1	44.9	42.0	38.2	22.6
90	0.1333	12.15	47.1	45.1	44.9	42.6	40.8	23.0
120	0.1685	12.60	47.3	45.1	44.9	42.5	40.6	22.6
150	0.2020	13.10	47.7	44.9	44.3	43.8	40.8	22.4
180	0.2286	13.55	47.3	44.9	44.1	43.1	39.8	22.0
210	0.2564	13.90	47.3	44.9	44.1	42.4	38.9	22.6
240	0.2758	14.30	47.7	44.9	44.7	42.2	38.7	23.0
270	0.3028	14.70	48.2	44.9	44.3	42.8	39.1	23.4
303	0.3190	15.10	49.0	44.9	43.9	42.6	38.3	23.4
332	0.3337	15.40	48.8	44.9	43.1	42.0	37.8	22.8
345	0.3524	15.60	47.9	44.9	43.1	41.8	37.6	22.8
360	0.3515	15.75	48.2	44.9	42.5	41.6	37.4	22.4

Tabela I.2.9 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_3 A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.40	68.7	54.8	54.0	49.7	25.6	23.8
5	0.0215	3.50	68.5	55.0	54.4	49.5	35.7	23.8
10	0.0463	3.60	68.0	55.2	54.8	50.5	41.6	23.6
20	0.0973	3.75	66.7	55.2	54.8	53.1	47.3	23.4
30	0.1506	3.90	66.1	55.2	54.8	54.2	49.7	23.4
40	0.1984	4.10	66.3	55.4	55.0	54.8	52.5	23.4
54	0.2523	4.45	65.5	55.4	55.0	55.2	50.7	23.4
60	0.2733	4.55	65.5	55.4	55.2	55.0	50.5	24.1
66	0.2886	4.70	66.3	55.6	55.2	55.0	50.3	23.6
72	0.3156	4.80	65.9	55.4	54.8	55.0	50.4	23.2
81	0.3336	4.95	66.1	56.0	55.4	55.2	50.4	24.0
84	0.3443	5.00	66.1	56.4	55.2	55.4	50.3	24.5
87	0.3524	5.05	66.3	56.2	55.4	55.4	50.3	24.7
90	0.3548	5.15	65.9	55.8	55.4	54.8	49.9	24.0

Tabela I.2.10 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2 Q_1 A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.90	57.3	54.6	54.8	48.8	24.7	22.4
5	0.0146	7.15	54.3	55.0	54.6	46.3	31.6	22.0
10	0.0262	7.20	55.8	55.2	54.8	47.6	35.5	22.6
30	0.0738	7.50	57.3	54.6	54.2	51.2	44.2	22.6
60	0.1454	8.00	62.3	54.2	54.2	52.8	48.2	22.2
90	0.2108	8.70	63.3	54.4	54.2	53.2	48.6	22.2
120	0.2653	9.30	63.7	55.0	54.6	54.2	48.2	22.8
150	0.3053	9.80	63.9	54.6	54.2	53.4	47.3	22.0
165	0.3226	10.10	64.6	55.0	54.4	53.0	46.7	22.8
170	0.3283	10.20	64.8	55.0	54.6	53.4	46.9	23.8
176	0.3352	10.30	65.0	55.0	54.4	53.4	46.7	23.4
181	0.3356	10.40	65.2	55.0	54.2	53.4	47.1	22.8
185	0.3394	10.50	65.6	55.0	54.4	53.6	46.9	22.8
190	0.3411	10.60	65.4	55.0	54.4	53.2	46.7	23.6

Tabela I.2.11 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2 Q_1 A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.40	59.3	56.0	55.8	46.5	24.3	23.2
5	0.0118	10.60	58.4	55.8	55.6	46.1	29.3	23.0
11	0.0209	10.70	58.2	56.4	56.2	47.8	33.1	23.6
30	0.0511	11.00	58.2	55.8	55.8	50.5	40.8	24.0
50	0.0844	11.40	61.2	55.6	55.4	51.2	45.6	23.2
70	0.1199	11.90	61.4	55.6	55.2	53.6	48.0	23.2
90	0.1538	12.30	61.8	55.8	55.6	54.4	49.0	24.1
110	0.1818	12.70	62.0	55.6	55.2	54.2	49.0	23.2
130	0.2068	13.10	62.4	55.6	55.4	54.4	48.8	23.6
150	0.2327	13.50	62.2	55.8	55.4	54.2	48.4	23.2
170	0.2570	13.90	62.4	55.6	55.0	55.2	47.8	23.2
190	0.2758	14.30	65.0	56.0	55.2	54.2	47.8	24.0
211	0.2972	14.60	64.8	55.6	54.4	53.2	47.5	23.8
230	0.3079	14.90	65.4	55.6	54.6	53.2	47.1	24.0
250	0.3297	15.30	66.0	55.6	54.4	53.0	46.7	22.6
270	0.3380	15.55	65.8	55.6	53.6	52.8	46.3	22.6
275	0.3463	15.65	66.0	55.6	54.0	52.6	46.1	23.4
280	0.3482	15.75	66.0	55.6	53.5	52.6	45.9	23.2
286	0.3544	15.80	65.8	55.6	53.5	52.6	45.9	22.6
290	0.3555	15.85	65.4	55.6	53.3	52.2	45.8	22.6
295	0.3555	15.95	65.8	55.6	53.3	52.0	45.8	23.8

Tabela I.2.12 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2 Q_1 A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.45	69.8	55.6	55.0	49.7	25.8	24.1
7	0.0322	3.70	67.6	55.6	55.2	51.8	41.8	23.5
11	0.0750	3.70	66.3	55.6	55.2	53.0	45.8	23.4
25	0.1730	3.80	64.6	56.2	55.4	55.8	55.8	24.0
35	0.2325	4.50	63.7	56.0	55.4	56.2	53.1	23.2
45	0.2837	4.85	63.9	56.2	55.6	56.6	53.3	24.1
55	0.3239	5.10	63.1	56.0	55.4	56.2	52.6	23.0
60	0.3424	5.30	63.1	56.4	55.6	56.4	52.6	22.8
65	0.3632	5.40	62.9	56.4	55.4	56.4	52.4	23.8

Tabela I.2.13 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.00	62.9	55.6	56.0	49.0	25.1	23.2
5	0.0138	7.15	62.5	55.4	56.0	49.7	33.0	23.0
10	0.0356	7.30	61.0	55.6	55.2	51.2	38.9	24.1
30	0.1072	7.70	62.3	55.4	55.0	53.7	48.4	23.6
50	0.1743	8.30	62.3	54.8	54.6	54.8	50.9	23.4
70	0.2350	8.90	62.7	55.0	54.8	55.2	51.0	24.3
90	0.2757	9.40	63.1	55.0	54.4	54.8	51.0	22.6
111	0.3197	10.00	63.5	55.0	54.4	54.6	49.6	22.8
120	0.3365	10.25	63.3	55.0	54.2	54.4	49.2	22.8
125	0.3323	10.35	63.7	55.4	54.6	54.8	49.6	23.4
130	0.3563	10.50	63.9	55.6	54.8	55.2	49.6	24.1
135	0.3604	10.65	64.1	55.8	54.8	54.8	49.6	24.1

Tabela I.2.14 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.40	57.6	56.9	56.4	48.8	25.5	23.0
5	0.0135	10.70	60.3	56.4	55.6	47.6	31.4	22.8
10	0.0234	10.80	59.5	56.0	55.0	48.8	35.6	23.6
30	0.0682	11.30	59.0	55.0	54.4	51.6	44.4	23.4
50	0.1136	11.90	62.0	55.4	54.8	54.2	48.4	23.4
70	0.1569	12.55	62.7	55.6	55.0	55.0	50.5	23.4
90	0.1960	13.00	62.7	54.4	53.6	54.4	50.1	22.4
110	0.2312	13.55	62.9	54.8	54.0	54.6	49.7	23.8
130	0.2532	14.00	63.1	55.4	54.4	54.8	49.5	22.6
151	0.2881	14.60	63.1	54.6	53.0	53.6	48.4	22.6
170	0.3107	15.00	62.9	55.0	52.8	53.2	48.0	22.6
181	0.3262	15.00	62.2	54.8	52.2	53.2	47.8	22.6
191	0.3362	15.30	63.5	55.2	52.8	53.4	48.0	22.8
203	0.3463	15.55	63.1	55.0	52.4	52.8	47.4	22.8
208	0.3488	15.65	62.9	55.0	52.4	52.4	47.3	22.8
213	0.3511	15.70	62.9	55.2	52.0	52.4	47.3	22.8
218	0.3587	15.80	63.3	55.4	52.0	52.6	47.1	22.8

Tabela I.2.15 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.40	69.5	56.0	55.4	50.1	25.3	23.2
5	0.0441	3.70	67.4	56.0	55.2	51.6	39.3	23.8
10	0.0855	3.90	65.0	54.8	54.4	52.8	45.8	23.6
20	0.1650	4.25	63.3	55.0	54.0	55.0	51.6	23.0
30	0.2285	4.60	62.7	55.4	54.2	56.0	53.0	22.8
40	0.3074	4.90	63.1	55.4	54.8	56.4	53.1	23.6
43	0.2987	5.00	63.1	55.2	54.6	56.4	53.1	23.4
45	0.3102	5.10	62.9	55.2	54.6	56.4	53.3	23.8
47	0.3187	5.20	62.9	55.4	54.4	56.4	53.1	23.8
50	0.3307	5.20	62.9	55.4	54.8	56.4	53.0	23.2
52	0.3381	5.25	62.9	55.4	54.6	56.4	53.0	22.8
54	0.3480	5.30	62.9	55.4	54.8	56.4	52.6	22.8
57	0.3579	5.40	62.9	55.4	54.8	52.2	52.6	23.6

Tabela I.2.16 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.10	74.1	56.0	50.1	50.7	28.0	24.0
5	0.0362	7.30	66.7	55.4	54.8	51.2	33.7	23.2
11	0.0546	7.75	65.3	55.4	54.8	52.6	38.9	23.4
25	0.1116	7.90	64.4	55.8	54.8	55.2	43.5	23.6
45	0.1838	8.70	63.3	55.4	54.3	55.8	50.3	23.4
65	0.2478	9.35	63.3	55.2	54.1	55.6	52.4	23.6
85	0.3005	9.90	62.5	54.6	53.3	55.0	51.8	23.2
95	0.3171	10.15	62.9	55.0	53.5	55.2	50.9	23.8
100	0.3251	10.30	62.7	54.6	53.3	55.0	50.5	23.8
105	0.3355	10.40	62.5	55.0	53.1	54.4	50.3	23.2
108	0.3402	10.50	62.1	55.2	53.0	55.3	50.0	23.2
111	0.3464	10.60	62.9	55.4	53.0	55.3	49.7	23.2
114	0.3543	10.70	62.9	55.0	52.8	55.3	50.1	23.8
117	0.3560	10.75	62.9	55.0	52.8	55.3	49.7	23.2

Tabela I.2.17 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.40	60.3	55.2	54.8	48.4	25.3	22.0
5	0.0037	10.70	60.1	55.2	54.4	47.5	30.5	23.0
10	0.0170	10.90	60.1	54.8	53.6	49.2	34.7	22.9
20	0.0293	11.15	60.1	54.5	53.4	50.7	41.0	23.8
30	0.0563	11.40	60.8	54.8	53.6	52.4	45.6	23.0
40	0.0844	11.90	60.8	54.8	53.3	53.3	48.7	23.2
50	0.1113	12.20	60.6	54.5	52.9	53.7	49.3	22.4
60	0.1343	12.50	60.4	53.9	52.9	53.5	49.7	22.2
80	0.1620	13.20	60.6	54.8	52.9	53.7	50.1	22.6
95	0.2025	13.80	60.2	54.3	52.9	53.7	50.1	22.0
105	0.2367	14.10	60.2	54.1	54.2	53.7	50.1	23.0
115	0.2569	14.30	61.6	55.0	54.2	53.7	49.4	23.2
125	0.2745	14.50	62.0	55.0	54.2	53.7	49.3	23.4
135	0.2909	14.80	62.0	54.8	54.2	53.0	48.8	23.4
150	0.3012	15.20	62.0	54.8	53.6	51.6	47.1	22.6
160	0.3187	15.30	62.2	54.8	53.6	51.0	46.1	23.0
165	0.3295	15.40	62.2	54.8	53.8	50.7	45.8	23.4
170	0.3299	15.50	62.4	54.8	54.0	50.3	45.6	22.8
175	0.3318	15.60	62.8	54.8	53.6	50.1	45.4	22.4
180	0.3454	15.70	62.8	54.8	53.6	49.7	44.6	23.0
185	0.3448	15.80	62.8	54.8	53.4	49.3	44.4	22.6
192	0.3506	15.85	63.3	54.8	53.4	48.4	43.1	22.4
195	0.3530	15.90	63.3	54.8	53.4	48.2	42.9	22.6

Tabela I.2.18 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.20	71.9	65.9	65.3	61.2	31.2	24.3
4	0.0429	3.60	77.4	65.5	64.2	61.4	44.8	24.3
10	0.1353	3.90	81.2	65.0	63.5	65.2	58.0	23.2
15	0.1849	4.20	80.6	64.8	63.3	65.7	60.5	23.0
18	0.1959	4.25	80.6	64.8	63.3	65.7	60.5	23.0
19	0.2096	4.25	80.6	64.8	63.3	65.9	61.0	23.0
20	0.2172	4.30	80.6	64.8	63.3	65.9	61.2	23.0
21	0.2156	4.35	80.6	64.8	63.3	66.1	61.4	23.0
22	0.2235	4.40	79.2	64.8	63.1	66.3	61.6	23.0
23	0.2333	4.45	79.2	64.8	63.1	66.3	61.8	23.0
24	0.2352	4.50	79.2	64.8	63.1	63.5	61.8	23.0
25	0.2317	4.50	79.2	64.8	63.1	63.5	61.8	23.0

Tabela I.2.19 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	6.90	87.9	65.5	65.0	60.7	28.9	23.2
4	0.0214	7.15	85.7	65.5	64.8	60.9	35.1	23.0
10	0.0500	7.35	81.8	65.5	64.4	62.4	44.8	23.4
15	0.0761	7.50	79.1	65.2	64.3	63.5	50.5	23.8
25	0.1256	7.80	76.6	65.0	64.1	64.8	56.7	23.2
35	0.1747	8.30	75.6	65.0	63.9	65.2	60.1	23.0
40	0.2007	8.60	75.1	64.8	63.5	65.0	60.5	23.0
45	0.2213	8.75	74.7	64.8	63.5	65.2	60.9	23.0
48	0.2378	8.85	74.7	65.0	63.5	65.0	60.7	23.4
50	0.2447	8.95	74.7	65.0	63.5	65.2	60.9	23.4
52	0.2469	9.10	74.7	65.0	63.5	65.2	60.9	23.4
54	0.2527	9.10	74.7	65.0	63.5	65.2	60.9	23.4

Tabela I.2.20 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.70	71.1	66.5	65.5	57.5	27.0	22.2
3	0.0158	10.80	70.9	66.5	65.0	56.9	33.9	23.0
10	0.0364	11.00	70.9	66.3	64.6	59.9	42.0	23.0
15	0.0531	11.20	71.9	66.1	64.0	60.3	46.3	22.2
25	0.0868	11.50	71.9	66.1	64.2	62.2	53.1	24.0
35	0.1241	12.10	71.5	65.7	63.7	63.9	57.1	22.4
55	0.1854	13.00	75.6	65.2	62.7	64.6	59.5	23.2
70	0.2279	13.70	76.4	65.2	62.5	65.0	59.9	23.8
85	0.2570	14.30	76.2	64.6	61.4	63.9	58.6	23.2
88	0.2600	14.40	76.2	64.6	61.4	63.7	58.4	23.2
90	0.2633	14.40	76.2	64.6	61.4	63.5	58.2	23.2
91	0.2617	14.40	76.2	64.6	61.4	63.5	58.2	23.2

Tabela I.2.21 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.40	80.6	64.6	64.0	60.5	31.0	23.8
4	0.0584	3.70	79.3	64.6	63.8	61.6	48.0	23.8
10	0.1312	4.00	77.4	64.6	63.8	64.2	59.2	23.2
12	0.1605	4.40	76.8	64.8	64.0	65.2	61.8	23.6
15	0.2001	4.75	76.4	64.8	64.2	65.7	61.6	23.6
16	0.2101	5.20	75.6	65.0	64.4	65.9	61.2	23.2
17	0.2199	5.45	76.2	65.2	64.6	65.7	60.9	23.6
18	0.2332	5.50	76.2	65.2	64.6	65.5	60.5	23.2
19	0.2446	5.55	76.2	65.2	64.6	65.7	60.7	23.2
20	0.2507	5.70	76.2	65.2	64.8	65.3	60.3	23.2

Tabela I.2.22 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.00	79.3	64.2	59.7	61.4	26.2	23.6
4	0.0415	7.30	78.5	64.2	62.2	60.7	41.0	23.4
10	0.0813	7.60	77.6	64.8	62.2	62.2	49.9	23.6
15	0.1161	7.90	76.8	64.8	62.5	63.9	55.8	24.1
20	0.1506	8.20	76.2	64.6	61.8	63.9	57.8	24.0
23	0.1675	8.30	76.2	64.8	61.8	63.9	59.0	24.0
26	0.1717	8.45	76.2	64.8	61.4	63.9	59.5	24.0
30	0.1967	8.80	76.2	64.8	61.4	64.2	59.9	24.0
35	0.2171	8.95	75.4	64.4	61.0	65.0	60.1	24.0
38	0.2306	9.05	75.4	64.4	61.0	65.0	59.9	24.0
40	0.2371	9.15	75.4	64.4	61.0	64.8	59.7	24.0

Tabela I.2.23 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.3	79.8	64.6	63.3	54.7	25.8	23.0
3	0.0154	10.4	78.5	64.6	62.9	57.3	33.3	22.8
10	0.0428	10.7	76.4	65.0	63.3	59.5	43.9	23.6
14	0.0603	10.8	76.0	64.3	63.3	60.7	47.6	23.4
25	0.1054	11.5	75.1	65.0	63.6	62.5	55.2	23.4
40	0.1656	12.4	74.9	65.0	63.6	63.5	58.6	23.4
50	0.2023	12.8	75.6	65.0	63.6	63.8	59.3	22.4
60	0.2248	13.2	74.5	63.9	63.6	63.8	58.6	23.8
70	0.2521	13.6	76.8	65.2	63.8	62.9	57.3	22.6
78	0.2579	13.8	76.8	65.2	63.8	61.8	55.8	22.6
80	0.2641	13.9	76.8	65.2	63.8	61.8	55.6	22.6
82	0.2600	13.9	76.8	65.2	63.8	61.2	55.2	22.6
84	0.2547	13.9	78.0	65.0	63.6	60.7	54.7	22.8
86	0.2624	14.0	78.5	65.3	64.2	60.7	54.1	22.8

Tabela I.2.24 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_3$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	3.50	73.2	65.2	62.0	59.7	30.7	23.2
2	0.0344	3.90	73.4	65.2	62.0	58.8	41.9	23.8
5	0.0768	4.00	73.8	65.0	62.0	60.3	51.8	23.6
10	0.1438	4.40	73.9	65.0	61.6	63.5	59.7	23.0
15	0.1974	4.70	74.1	65.2	61.6	64.2	61.4	22.8
18	0.2281	4.95	74.3	65.2	61.6	65.3	62.0	23.6
20	0.2496	5.10	74.3	65.2	61.6	65.7	62.0	23.6
21	0.2635	5.15	74.3	65.2	61.6	65.7	61.8	23.4
22	0.2641	5.25	74.3	65.2	61.6	65.7	61.8	23.8

Tabela I.2.25 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_3A_1$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	7.10	70.8	6505	65.3	59.0	33.7	23.2
3	0.0298	7.30	71.7	6503	64.0	58.4	37.4	23.2
10	0.0820	7.75	73.4	65.0	63.5	61.4	50.8	23.4
15	0.1280	8.00	74.1	65.0	64.4	63.7	57.1	23.2
25	0.1901	8.75	74.7	65.0	64.6	65.2	61.0	24.0
30	0.2192	9.10	74.7	65.0	64.0	65.2	61.0	23.6
32	0.2276	9.10	74.7	64.2	64.0	65.2	61.0	23.2
34	0.2356	9.20	74.7	64.2	64.0	65.3	60.9	23.2
35	0.2414	9.30	74.7	64.2	64.0	65.7	61.0	23.2
37	0.2526	9.40	74.7	64.2	64.0	65.9	61.0	23.2
38	0.2527	9.50	74.7	64.2	64.0	65.7	60.9	23.2

Tabela I.2.26 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_3A_2$

Tempo /60	Conc. Etanol /1000	Altura /100	Temp. Tubo	Temp. Banho	Temp. Sat.	Temp. Cone	Temp. Borb.	Temp. Amb.
s	Kg/m ³	m	°C	°C	°C	°C	°C	°C
0	0.0000	10.70	73.4	65.0	64.0	60.3	27.8	22.6
3	0.0213	10.80	73.6	65.0	63.1	59.2	34.1	23.0
10	0.0541	11.10	74.3	65.2	62.9	61.4	45.4	23.0
15	0.0819	11.50	74.1	65.0	62.7	62.9	51.6	23.0
25	0.1304	12.20	73.6	65.0	62.5	64.6	57.8	23.0
29	0.1512	12.40	73.6	65.0	62.5	64.6	59.2	23.0
33	0.1716	12.70	73.6	65.0	62.5	65.2	60.3	23.0
40	0.1990	13.20	73.6	65.0	62.2	65.7	61.4	23.0
46	0.2297	13.60	73.6	65.0	62.2	65.9	61.4	23.0
50	0.2388	13.80	73.6	65.0	61.8	66.1	61.2	23.0
52	0.2516	13.90	73.6	65.0	61.8	66.1	61.2	23.0
54	0.2530	14.00	73.6	65.0	61.4	65.9	61.0	23.0
56	0.2593	14.10	73.6	65.0	61.4	65.9	61.0	23.0
58	0.2587	14.20	73.6	65.0	61.2	66.1	61.0	23.0

Tabela I.2.27 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_3A_3$

ANEXO II - RESULTADOS DO MODELO

II.1 - Tabelas dos Perfis de Concentração e de Temperatura

II.1.1 - Transferência de Massa Isotérmica

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9945	0.8453
5	0.0054	0.0058	0.124	0.9938	0.8595
10	0.0081	0.0115	0.122	0.9931	0.8757
15	0.0144	0.0169	0.121	0.9924	0.8924
30	0.0325	0.0320	0.116	0.9903	0.9414
45	0.0468	0.0454	0.113	0.9885	0.9891
60	0.0645	0.0573	0.109	0.9868	1.0341
120	0.1208	0.0932	0.099	0.9815	1.1788
180	0.1622	0.1160	0.093	0.9780	1.2766
240	0.2015	0.1306	0.089	0.9757	1.3402
300	0.2317	0.1401	0.087	0.9742	1.3812
360	0.2645	0.1465	0.085	0.9731	1.4094
420	0.2896	0.1509	0.084	0.9724	1.4285
480	0.3163	0.1540	0.084	0.9719	1.4422
540	0.3325	0.1562	0.083	0.9715	1.4517
600	0.3524	0.1580	0.083	0.9712	1.4593
660	0.3673	0.1593	0.082	0.9710	1.4652
695	0.3813	0.1600	0.082	0.9709	1.4678
720	0.3901	0.1604	0.082	0.9708	1.4695
750	0.3946	0.1609	0.082	0.9707	1.4720
780	0.4043	0.1613	0.082	0.9706	1.4737

Tabela II.1.1.1 - Transferência de Massa - $Q_0 A_1$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9948	0.8908
5	0.0023	0.0028	0.125	0.9946	0.8964
10	0.0052	0.0056	0.124	0.9942	0.9043
15	0.0092	0.0084	0.123	0.9939	0.9123
30	0.0211	0.0163	0.121	0.9928	0.9366
45	0.0284	0.0238	0.119	0.9918	0.9604
60	0.0382	0.0309	0.117	0.9909	0.9842
180	0.1006	0.0748	0.104	0.9848	1.1524
240	0.1242	0.0903	0.100	0.9825	1.2178
300	0.1435	0.1026	0.097	0.9807	1.2712
360	0.1648	0.1124	0.094	0.9792	1.3150
420	0.1882	0.1203	0.092	0.9780	1.3500
480	0.2060	0.1267	0.090	0.9770	1.3783
540	0.2220	0.1318	0.089	0.9762	1.4016
600	0.2371	0.1359	0.088	0.9755	1.4202
660	0.2534	0.1393	0.087	0.9750	1.4359
720	0.2596	0.1421	0.087	0.9745	1.4487
780	0.2816	0.1444	0.086	0.9741	1.4587
840	0.2937	0.1463	0.085	0.9738	1.4678
900	0.3046	0.1479	0.085	0.9736	1.4742
960	0.3190	0.1492	0.085	0.9734	1.4805
1020	0.3262	0.1503	0.084	0.9732	1.4859
1080	0.3386	0.1513	0.084	0.9730	1.4904
1140	0.3453	0.1521	0.084	0.9729	1.4940
1200	0.3563	0.1528	0.084	0.9728	1.4967
1260	0.3680	0.1535	0.084	0.9727	1.4994
1320	0.3763	0.1540	0.084	0.9726	1.5021
1380	0.3770	0.1545	0.083	0.9725	1.5047
1440	0.3875	0.1549	0.083	0.9724	1.5065
1500	0.3929	0.1553	0.083	0.9724	1.5083
1530	0.3964	0.1555	0.083	0.9723	1.5092
1560	0.4010	0.1557	0.083	0.9723	1.5101
1590	0.4002	0.1559	0.083	0.9723	1.5110

Tabela II.1.1.2 - Transferência de Massa - $Q_0 A_2$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9947	0.8793
5	0.0007	0.0019	0.125	0.9946	0.8820
10	0.0026	0.0039	0.124	0.9944	0.8877
15	0.0055	0.0058	0.124	0.9941	0.8934
30	0.0106	0.0114	0.122	0.9934	0.9096
45	0.0160	0.0168	0.121	0.9927	0.9256
60	0.0216	0.0219	0.119	0.9920	0.9421
120	0.0424	0.0406	0.114	0.9895	1.0062
240	0.0815	0.0702	0.106	0.9853	1.1196
360	0.1185	0.0917	0.100	0.9822	1.2096
480	0.1476	0.1074	0.095	0.9798	1.2775
600	0.1744	0.1189	0.092	0.9780	1.3283
720	0.2024	0.1274	0.090	0.9767	1.3664
840	0.2246	0.1337	0.089	0.9757	1.3950
960	0.2511	0.1384	0.087	0.9749	1.4160
1080	0.2725	0.1420	0.087	0.9744	1.4314
1200	0.2894	0.1447	0.086	0.9739	1.4441
1260	0.2951	0.1458	0.086	0.9737	1.4486
1320	0.3027	0.1468	0.085	0.9736	1.4530
1380	0.3109	0.1476	0.085	0.9734	1.4566
1440	0.3175	0.1484	0.085	0.9733	1.4602
1500	0.3269	0.1490	0.085	0.9732	1.4629
1560	0.3359	0.1496	0.085	0.9731	1.4655
1620	0.3431	0.1501	0.085	0.9730	1.4682
1680	0.3475	0.1506	0.084	0.9730	1.4700
1740	0.3578	0.1510	0.084	0.9729	1.4718
1800	0.3588	0.1514	0.084	0.9728	1.4736
1860	0.3671	0.1517	0.084	0.9728	1.4753
1890	0.3706	0.1519	0.084	0.9727	1.4762
1920	0.3772	0.1520	0.084	0.9727	1.4762
1950	0.3816	0.1522	0.084	0.9727	1.4771
1980	0.3864	0.1523	0.084	0.9727	1.4780
2010	0.3892	0.1524	0.084	0.9727	1.4780
2049	0.3955	0.1526	0.084	0.9726	1.4789

Tabela II.1.1.3 - Transferência de Massa - $Q_0 A_3$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9946	0.8651
5	0.0071	0.0071	0.123	0.9938	0.8828
10	0.0123	0.0139	0.121	0.9929	0.9029
15	0.0197	0.0203	0.120	0.9921	0.9230
30	0.0398	0.0380	0.115	0.9897	0.9822
45	0.0519	0.0533	0.110	0.9875	1.0389
60	0.0722	0.0665	0.107	0.9857	1.0896
120	0.1305	0.1039	0.096	0.9801	1.2458
180	0.1840	0.1251	0.091	0.9768	1.3385
240	0.2226	0.1373	0.088	0.9749	1.3922
300	0.2616	0.1445	0.086	0.9737	1.4244
360	0.2922	0.1489	0.085	0.9730	1.4439
480	0.3467	0.1534	0.084	0.9723	1.4632
510	0.3609	0.1540	0.084	0.9721	1.4667
540	0.3733	0.1546	0.084	0.9721	1.4684
555	0.3752	0.1548	0.084	0.9720	1.4693
560	0.3770	0.1549	0.084	0.9720	1.4701
565	0.3783	0.1549	0.084	0.9720	1.4701

Tabela II.1.1.4 - Transferência de Massa - $Q_1 A_1$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9948	0.8837
5	0.0032	0.0036	0.124	0.9944	0.8914
10	0.0062	0.0072	0.123	0.9940	0.9015
15	0.0096	0.0107	0.122	0.9935	0.9118
30	0.0206	0.0207	0.119	0.9922	0.9426
45	0.0323	0.0300	0.117	0.9910	0.9735
60	0.0429	0.0386	0.114	0.9898	1.0039
120	0.0812	0.0672	0.106	0.9858	1.1134
180	0.1142	0.0885	0.101	0.9827	1.2016
240	0.1432	0.1043	0.096	0.9803	1.2698
300	0.1708	0.1161	0.093	0.9785	1.3217
360	0.1922	0.1250	0.091	0.9771	1.3611
420	0.2174	0.1317	0.089	0.9761	1.3917
480	0.2419	0.1369	0.088	0.9752	1.4147
540	0.2582	0.1409	0.087	0.9746	1.4330
600	0.2667	0.1439	0.086	0.9741	1.4466
660	0.2828	0.1463	0.085	0.9737	1.4575
720	0.3003	0.1483	0.085	0.9734	1.4656
780	0.3204	0.1498	0.085	0.9732	1.4727
840	0.3387	0.1510	0.084	0.9730	1.4781
900	0.3472	0.1520	0.084	0.9728	1.4825
960	0.3630	0.1529	0.084	0.9726	1.4870
1020	0.3742	0.1536	0.084	0.9725	1.4896
1080	0.3842	0.1542	0.084	0.9724	1.4923
1140	0.3960	0.1548	0.083	0.9723	1.4950
1200	0.4085	1.1552	0.083	0.9723	1.4967
1260	0.3986	0.1557	0.083	0.9722	1.4994
1320	0.4234	0.1560	0.083	0.9721	1.5011
1380	0.4365	0.1564	0.083	0.9721	1.5020

Tabela II.1.1.5 - Transferência de Massa - $Q_1 A_2$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9947	0.8793
5	0.0150	0.0025	0.125	0.9945	0.8841
10	0.0038	0.0050	0.124	0.9942	0.8912
15	0.0060	0.0075	0.123	0.9939	0.8978
30	0.0147	0.0147	0.121	0.9929	0.9194
45	0.0220	0.0215	0.119	0.9921	0.9405
60	0.0284	0.0279	0.117	0.9912	0.9623
120	0.0546	0.0505	0.111	0.9881	1.0431
180	0.0790	0.0689	0.106	0.9855	1.1150
240	0.1035	0.0838	0.102	0.9833	1.1766
300	0.1252	0.0959	0.098	0.9815	1.2275
360	0.1423	0.1058	0.096	0.9800	1.2709
420	0.1620	0.1139	0.094	0.9788	1.3067
480	0.1770	0.1206	0.092	0.9777	1.3367
540	0.1952	0.1261	0.091	0.9769	1.3608
600	0.2161	0.1307	0.089	0.9762	1.3812
660	0.2322	0.1345	0.088	0.9755	1.3986
720	0.2454	0.1377	0.088	0.9750	1.4124
780	0.2577	0.1404	0.087	0.9746	1.4251
840	0.2673	0.1427	0.086	0.9742	1.4350
900	0.2817	0.1446	0.086	0.9739	1.4432
960	0.2943	0.1463	0.085	0.9736	1.4512
1020	0.3009	0.1477	0.085	0.9734	1.4575
1080	0.3140	0.1490	0.085	0.9732	1.4629
1140	0.3216	0.1501	0.085	0.9730	1.4673
1200	0.3286	0.1510	0.084	0.9729	1.4718
1260	0.3412	0.1518	0.084	0.9728	1.4753
1320	0.3503	0.1526	0.084	0.9726	1.4789
1380	0.3642	0.1533	0.084	0.9725	1.4824
1440	0.3613	0.1539	0.084	0.9724	1.4851
1500	0.3812	0.1545	0.083	0.9723	1.4877
1560	0.3797	0.1550	0.083	0.9722	1.4895
1620	0.3931	0.1555	0.083	0.9721	1.4921
1680	0.4002	0.1559	0.083	0.9721	1.4939
1695	0.4013	0.1560	0.083	0.9721	1.4939
1715	0.3998	0.1562	0.083	0.9720	1.4947
1745	0.3970	0.1564	0.083	0.9720	1.4956
1775	0.4052	0.1566	0.083	0.9720	1.4965
1795	0.4050	0.1567	0.083	0.9719	1.4974
1825	0.4080	0.1569	0.083	0.9719	1.4982
1835	0.4082	0.1570	0.083	0.9719	1.4982
1845	0.4149	0.1570	0.083	0.9719	1.4991

Tabela II.1.1.6 - Transferência de Massa - $Q_1 A_3$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9945	0.8459
5	0.0078	0.0093	0.123	0.9934	0.8704
10	0.0171	0.0182	0.120	0.9922	0.8970
15	0.0250	0.0265	0.118	0.9911	0.9240
30	0.0515	0.0485	0.112	0.9881	1.0011
45	0.0732	0.0667	0.107	0.9855	1.0709
60	0.0920	0.0818	0.103	0.9832	1.1323
120	0.1597	0.1206	0.092	0.9773	1.2975
180	0.2150	0.1393	0.087	0.9743	1.3785
240	0.2630	0.1486	0.085	0.9728	1.4197
300	0.2985	0.1536	0.084	0.9720	1.4405
360	0.3338	0.1563	0.083	0.9715	1.4525
375	0.3443	0.1568	0.083	0.9714	1.4550
405	0.3465	0.1576	0.083	0.9713	1.4584
420	0.3540	0.1579	0.083	0.9712	1.4601
435	0.3641	0.1582	0.083	0.9712	1.4601
450	0.3767	0.1585	0.082	0.9711	1.4627
460	0.3765	0.1587	0.082	0.9711	1.4627
465	0.3776	0.1588	0.082	0.9711	1.4635
470	0.3808	0.1589	0.082	0.9711	1.4635
475	0.3870	0.1589	0.082	0.9710	1.4644

Tabela II.1.1.7 - Transferência de Massa - $Q_2 A_1$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9946	0.8573
5	0.0058	0.0048	0.124	0.9940	0.8686
10	0.0114	0.0095	0.123	0.9934	0.8817
15	0.0156	0.0140	0.121	0.9929	0.8952
30	0.0321	0.0268	0.118	0.9911	0.9361
45	0.0447	0.0384	0.114	0.9896	0.9761
60	0.0553	0.0489	0.112	0.9881	1.0142
120	0.1089	0.0818	0.103	0.9834	1.1441
180	0.1423	0.1042	0.096	0.9800	1.2390
240	0.1762	0.1195	0.092	0.9776	1.3056
300	0.2055	0.1301	0.090	0.9760	1.3512
360	0.2308	0.1375	0.088	0.9747	1.3846
420	0.2644	0.1428	0.086	0.9739	1.4078
480	0.2667	0.1466	0.085	0.9733	1.4237
540	0.3052	0.1494	0.085	0.9728	1.4368
600	0.3289	0.1516	0.084	0.9725	1.4455
660	0.3465	0.1532	0.084	0.9722	1.4525
720	0.3653	0.1545	0.083	0.9720	1.4585
780	0.3758	0.1555	0.083	0.9718	1.4629
840	0.3996	0.1564	0.083	0.9717	1.4663
900	0.4013	0.1571	0.083	0.9715	1.4697

Tabela II.1.1.8 - Transferência de Massa - $Q_2 A_2$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9946	0.8567
5	0.0039	0.0032	0.124	0.9943	0.8630
10	0.0067	0.0064	0.124	0.9938	0.8723
15	0.0103	0.0095	0.123	0.9934	0.8811
30	0.0207	0.0184	0.120	0.9923	0.9085
45	0.0299	0.0268	0.118	0.9911	0.9355
60	0.0389	0.0347	0.116	0.9901	0.9620
120	0.6969	0.0613	0.108	0.9863	1.0609
180	0.1006	0.0818	0.103	0.9834	1.1435
240	0.1262	0.0976	0.098	0.9810	1.2095
300	0.1501	0.1098	0.095	0.9791	1.2624
360	0.1746	0.1193	0.092	0.9777	1.3031
420	0.1908	0.1267	0.090	0.9765	1.3360
480	0.2122	0.1325	0.089	0.9755	1.3614
540	0.2340	0.1371	0.088	0.9748	1.3812
600	0.2494	0.1407	0.087	0.9742	1.3973
660	0.2694	0.1437	0.086	0.9737	1.4106
720	0.2835	0.1460	0.086	0.9734	1.4203
780	0.2979	0.1479	0.085	0.9730	1.4291
840	0.3096	0.1495	0.085	0.9728	1.4361
900	0.3256	0.1508	0.084	0.9726	1.4422
960	0.3368	0.1519	0.084	0.9724	1.4465
1020	0.3493	0.1529	0.084	0.9722	1.4509
1080	0.3591	0.1537	0.084	0.9721	1.4543
1140	0.3676	0.1544	0.084	0.9720	1.4569
1200	0.3771	0.1550	0.083	0.9719	1.4595
1230	0.3836	0.1553	0.083	0.9718	1.4612
1260	0.3900	0.1555	0.083	0.9718	1.4621
1290	0.3958	0.1558	0.083	0.9718	1.4630
1320	0.3966	0.1560	0.083	0.9718	1.4647

Tabela II.1.1.9 - Transferência de Massa - $Q_2 A_3$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9940	0.7835
5	0.0138	0.0130	0.122	0.9924	0.8198
10	0.0313	0.0249	0.118	0.9908	0.8592
15	0.0435	0.0358	0.115	0.9893	0.8963
30	0.0517	0.0632	0.108	0.9853	1.0001
45	0.1117	0.0842	0.102	0.9822	1.0845
60	0.1411	0.1003	0.097	0.9797	1.1517
120	0.2342	0.1360	0.088	0.9741	1.3037
180	0.3013	0.1501	0.084	0.9717	1.3647
220	0.3355	0.1549	0.083	0.9709	1.3849
225	0.3392	0.1554	0.083	0.9708	1.3866
230	0.3418	0.1558	0.083	0.9707	1.3891
235	0.3463	0.1562	0.083	0.9706	1.3907
240	0.3503	0.1567	0.083	0.9706	1.3924
245	0.3559	0.1570	0.083	0.9705	1.3940
250	0.3540	0.1574	0.083	0.9704	1.3957
255	0.3615	0.1578	0.083	0.9704	1.3965

Tabela II.1.1.10 - Transferência de Massa - $Q_3 A_1$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9945	0.8442
5	0.0073	0.0069	0.123	0.9937	0.9613
10	0.0144	0.0135	0.122	0.9928	0.8806
15	0.0211	0.0197	0.120	0.9920	0.8999
30	0.0417	0.0368	0.115	0.9897	0.9571
45	0.0604	0.0516	0.111	0.9876	1.0108
60	0.0756	0.0643	0.107	0.9858	1.0600
120	0.1358	0.1004	0.097	0.9804	1.2082
180	0.1823	0.1212	0.092	0.9772	1.2983
240	0.2239	0.1336	0.089	0.9752	1.3516
300	0.2593	0.1412	0.087	0.9740	1.3853
360	0.2876	0.1463	0.085	0.9731	1.4073
420	0.3175	0.1497	0.085	0.9726	1.4221
480	0.3409	0.1523	0.084	0.9721	1.4333
495	0.3466	0.1528	0.084	0.9720	1.4359
515	0.3497	0.1535	0.084	0.9719	1.4384
520	0.3585	0.1537	0.084	0.9719	1.4393
530	0.3592	0.1540	0.084	0.9718	1.4410
540	0.3641	0.1543	0.084	0.9718	1.4419
545	0.3706	0.1545	0.083	0.9718	1.4427
550	0.3697	0.1546	0.083	0.9717	1.4436
560	0.3724	0.1549	0.083	0.9717	1.4444

Tabela II.1.1.11 - Transferência de Massa - $Q_3 A_2$

Tempo /60 s	Conc. Etanol /1000 Kg/m ³		Propriedades da Fase Líquida		
	Exp.	Modelo	Difusividade 10 ⁻⁸ m ² /s	Massa Esp. 10 ³ Kg/m ³	Viscosidade 10 ⁻³ N s/m ²
0	0.0000	0.0000	0.125	0.9943	0.8154
10	0.0104	0.0093	0.123	0.9932	0.8395
15	0.0158	0.0137	0.121	0.9926	0.8531
30	0.0313	0.0263	0.118	0.9908	0.8936
45	0.0437	0.0376	0.115	0.9893	0.9329
60	0.0581	0.0480	0.112	0.9878	0.9700
120	0.1001	0.0807	0.103	0.9831	1.0981
180	0.1403	0.1030	0.096	0.9797	1.1919
240	0.1720	0.1184	0.092	0.9772	1.2575
300	0.2066	0.1292	0.090	0.9755	1.3032
360	0.2349	0.1367	0.088	0.9743	1.3360
420	0.2573	0.1420	0.087	0.9734	1.3587
480	0.2828	0.1459	0.086	0.9728	1.3751
540	0.3027	0.1488	0.085	0.9723	1.3880
600	0.3104	0.1509	0.084	0.9720	1.3965
660	0.3243	0.1525	0.084	0.9717	1.4033
720	0.3412	0.1538	0.084	0.9715	1.4093
780	0.3560	0.1548	0.083	0.9713	1.4135
835	0.3693	0.1556	0.083	0.9712	1.4168
840	0.3713	0.1556	0.083	0.9712	1.4168
845	0.3723	0.1557	0.083	0.9712	1.4177
855	0.3739	0.1558	0.083	0.9712	1.4177

Tabela II.1.1.12 - Transferência de Massa - Q_3A_3

II.1.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.95	25.95	25.95	0.0000	0.0000	0.0000
5	31.72	31.62	37.39	0.0042	0.0180	0.0218
15	36.37	36.97	40.09	0.0100	0.0489	0.0662
30	38.67	39.20	41.50	0.0172	0.0919	0.1337
60	40.20	40.70	42.68	0.0305	0.1662	0.2644
90	40.37	40.19	42.67	0.0424	0.2271	0.3824
120	40.10	39.43	42.30	0.0526	0.2767	0.4863
145	39.89	38.99	42.07	0.0596	0.3081	0.5583
155	39.84	38.70	42.01	0.0632	0.3234	0.5939
160	39.83	38.61	42.00	0.0643	0.3299	0.6056
165	39.82	38.52	41.99	0.0660	0.3350	0.6229
170	39.82	38.51	41.99	0.0672	0.3423	0.6343
175	39.82	38.55	41.99	0.0689	0.3460	0.6512
180	39.83	38.58	41.99	0.0703	0.3513	0.6653
185	39.84	38.47	42.00	0.0717	0.3565	0.6792
190	39.85	38.02	42.01	0.0730	0.3606	0.6926

Tabela II.1.2.1 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_1 A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.04	25.04	25.04	0.0000	0.0000	0.0000
5	29.81	28.29	33.71	0.0040	0.0084	0.0106
15	34.67	32.90	38.46	0.0096	0.0241	0.0322
30	37.48	36.64	40.02	0.0159	0.0468	0.0652
60	39.49	39.03	41.50	0.0269	0.0891	0.1320
90	40.39	39.63	42.27	0.0374	0.1274	0.1980
120	40.76	39.80	42.57	0.0473	0.1620	0.2614
150	40.80	39.47	42.54	0.0564	0.1933	0.3211
180	40.66	38.75	42.34	0.0647	0.2214	0.3767
210	40.42	38.04	42.07	0.0722	0.2465	0.4285
240	40.18	37.67	41.81	0.0791	0.2691	0.4769
270	39.98	37.56	41.60	0.0854	0.2893	0.5224
300	39.87	37.35	41.48	0.0913	0.3067	0.5644
330	39.81	36.86	41.44	0.0973	0.3234	0.6077
360	39.82	36.51	41.44	0.1029	0.3379	0.6483
375	39.83	36.55	41.45	0.1057	0.3447	0.6683
390	39.83	36.69	41.43	0.1084	0.3511	0.6881
400	39.82	36.67	41.41	0.1101	0.3552	0.7011
410	39.80	36.35	41.38	0.1118	0.3589	0.7132

Tabela II.1.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_1 A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.17	25.17	25.17	0.0000	0.0000	0.0000
5	28.10	26.69	30.11	0.0028	0.0066	0.0060
15	32.03	29.36	35.03	0.0074	0.0167	0.0184
30	35.26	32.53	37.82	0.0130	0.0314	0.0379
60	38.22	36.53	40.11	0.0230	0.0593	0.0791
90	39.65	38.38	41.34	0.0325	0.0853	0.1219
120	40.38	38.95	41.97	0.0417	0.1093	0.1648
150	40.69	38.83	42.21	0.0504	0.1317	0.2066
180	40.73	38.41	42.21	0.0584	0.1524	0.2467
210	40.62	37.94	42.07	0.0658	0.1716	0.2849
240	40.45	37.52	41.87	0.0727	0.1895	0.3211
270	40.27	37.19	41.68	0.0790	0.2062	0.3555
300	40.12	36.94	41.52	0.0849	0.2217	0.3882
330	40.01	36.74	41.41	0.0905	0.2362	0.4196
360	39.95	36.56	41.35	0.0959	0.2498	0.4499
390	39.92	36.37	41.32	0.1010	0.2627	0.4792
420	39.90	36.16	41.29	0.1060	0.2750	0.5077
450	39.86	35.95	41.25	0.1107	0.2867	0.5353
480	39.78	35.76	41.14	0.1151	0.2981	0.5620
510	39.62	35.58	40.94	0.1194	0.3096	0.5886
540	39.35	35.44	40.65	0.1227	0.3194	0.6107
570	38.94	35.25	40.18	0.1260	0.3308	0.6347
600	38.38	34.89	39.55	0.1286	0.3419	0.6564
615	38.03	34.58	39.18	0.1297	0.3475	0.6666
630	37.65	34.11	38.76	0.1306	0.3533	0.6763
645	37.25	33.47	38.32	0.1314	0.3587	0.6853

Tabela II.1.2.3 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_1A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.41	25.41	25.41	0.0000	0.0000	0.0000
5	32.16	31.73	38.34	0.0046	0.0220	0.0275
15	37.57	38.19	41.16	0.0111	0.0621	0.0851
30	40.35	40.94	43.02	0.0195	0.1173	0.1740
60	41.83	42.54	44.06	0.0347	0.2109	0.3424
90	41.49	41.71	43.50	0.0468	0.2843	0.4818
105	41.18	40.67	43.09	0.0521	0.3163	0.5439
115	40.96	40.43	42.89	0.0548	0.3323	0.5757
125	40.80	40.14	42.71	0.0576	0.3469	0.6086

Tabela II.1.2.4 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	26.16	26.16	26.16	0.0000	0.0000	0.0000
5	30.51	29.03	34.53	0.0036	0.0105	0.0128
15	35.85	33.50	39.62	0.0097	0.0299	0.0406
30	39.65	37.76	42.15	0.0176	0.0587	0.0859
60	42.02	41.13	43.82	0.0316	0.1140	0.1798
90	42.36	41.60	44.00	0.0439	0.1647	0.2683
120	42.37	41.34	43.97	0.0549	0.2093	0.3491
150	42.40	40.96	43.99	0.0651	0.2474	0.4235
180	42.39	40.48	43.94	0.0744	0.2793	0.4925
196	42.32	40.22	43.84	0.0787	0.2932	0.5249
210	42.20	39.95	43.68	0.0831	0.3070	0.5579
230	41.96	39.66	43.43	0.0875	0.3213	0.5931
240	41.81	39.50	43.25	0.0898	0.3291	0.6118
251	41.60	39.28	43.00	0.0924	0.3382	0.6332
255	41.52	39.18	42.90	0.0932	0.3413	0.6401
260	41.41	39.05	42.77	0.0942	0.3452	0.6486
265	41.28	38.88	42.62	0.0951	0.3491	0.6570
270	41.14	38.67	42.46	0.0960	0.3531	0.6651
275	41.00	38.43	42.29	0.0967	0.3564	0.6724

Tabela II.1.2.5 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.28	25.28	25.28	0.0000	0.0000	0.0000
5	29.72	27.66	32.97	0.0039	0.0077	0.0089
15	34.64	31.53	38.16	0.0097	0.0216	0.0271
30	37.78	35.54	40.11	0.0161	0.0420	0.0551
60	40.12	39.40	41.78	0.0272	0.0808	0.1124
90	41.18	40.47	42.69	0.0378	0.1169	0.1696
120	41.69	40.60	43.13	0.0479	0.1504	0.2251
150	41.88	40.51	43.27	0.0573	0.1816	0.2780
180	41.90	40.36	43.25	0.0660	0.2103	0.3279
215	41.82	39.99	43.16	0.0755	0.2410	0.3826
240	41.77	39.59	43.09	0.0815	0.2610	0.4196
270	41.72	39.03	43.03	0.0885	0.2831	0.4619
275	41.71	38.94	43.02	0.0896	0.2866	0.4687
301	41.68	38.60	42.97	0.0951	0.3031	0.5023
320	41.63	38.49	42.92	0.0989	0.3142	0.5257
335	41.57	38.48	42.84	0.1021	0.3235	0.5460
350	41.46	38.50	42.71	0.1051	0.3323	0.5657
365	41.33	38.45	42.54	0.1076	0.3395	0.5824
380	41.10	38.13	42.27	0.1102	0.3474	0.6008
390	40.93	37.70	42.07	0.1116	0.3515	0.6111

Tabela II 1.2.6 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_2A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	24.63	24.63	24.63	0.0000	0.0000	0.0000
5	31.69	31.60	37.97	0.0045	0.0236	0.0313
10	35.39	36.05	39.88	0.0080	0.0470	0.0639
15	37.54	38.81	41.00	0.0112	0.0703	0.0974
20	38.92	40.48	41.88	0.0141	0.0933	0.1314
30	40.61	42.07	43.11	0.0198	0.1373	0.1997
45	41.81	42.79	44.01	0.0279	0.1959	0.2995
55	42.06	42.77	44.12	0.0329	0.2288	0.3623
70	41.96	42.10	43.86	0.0397	0.2688	0.4488
75	41.87	41.78	43.74	0.0418	0.2799	0.4757
80	41.79	41.50	43.65	0.0438	0.2900	0.5017
85	41.73	41.29	43.60	0.0458	0.2995	0.5270
90	41.71	41.19	43.60	0.0478	0.3085	0.5518
93	41.72	41.20	43.62	0.0490	0.3138	0.5665
96	41.75	41.25	43.66	0.0502	0.3190	0.5811
99	41.78	41.33	43.70	0.0514	0.3243	0.5955
101	41.81	41.38	43.73	0.0521	0.3279	0.6051
105	41.85	41.46	43.76	0.0537	0.3353	0.6241
110	41.86	41.32	43.71	0.0556	0.3432	0.6470

Tabela II 1.2.7 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_3A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.94	25.94	25.94	0.0000	0.0000	0.0000
5	32.40	30.24	37.72	0.0050	0.0163	0.0178
15	37.91	36.14	41.24	0.0118	0.0416	0.0543
30	40.60	40.48	42.62	0.0195	0.0773	0.1103
60	42.19	42.08	43.81	0.0334	0.1414	0.2206
90	42.50	41.76	44.01	0.0458	0.1961	0.3227
120	42.47	41.45	43.92	0.0569	0.2426	0.4149
150	42.40	40.77	43.82	0.0669	0.2818	0.4987
180	42.35	40.13	43.75	0.0758	0.3136	0.5733
195	42.31	40.04	43.69	0.0801	0.3280	0.6098
200	42.28	40.02	43.65	0.0818	0.3334	0.6240
205	42.26	40.00	43.63	0.0829	0.3369	0.6334
210	42.22	39.91	43.58	0.0845	0.3420	0.6472
215	42.19	39.76	43.53	0.0858	0.3461	0.6586
220	42.15	39.52	43.48	0.0870	0.3493	0.6692

Tabela II 1.2.8 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1Q_3A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	24.66	24.66	24.66	0.0000	0.0000	0.0000
5	29.28	27.12	32.96	0.0038	0.0088	0.0103
10	32.31	29.26	36.36	0.0069	0.0165	0.0208
15	34.37	31.13	37.92	0.0095	0.0241	0.0315
30	37.65	35.32	39.85	0.0160	0.0465	0.0645
60	40.22	39.39	41.77	0.0276	0.0890	0.1325
90	41.34	40.51	42.72	0.0387	0.1285	0.2004
120	41.78	40.53	43.07	0.0491	0.1651	0.2659
150	41.84	40.25	43.07	0.0585	0.1987	0.3274
180	41.72	39.88	42.91	0.0671	0.2293	0.3848
210	41.57	39.44	42.73	0.0750	0.2569	0.4384
240	41.44	38.94	42.61	0.0822	0.2816	0.4890
270	41.37	38.50	42.53	0.0891	0.3033	0.5371
303	41.29	38.22	42.43	0.0962	0.3237	0.5878
332	41.11	38.02	42.21	0.1017	0.3382	0.6287
345	40.93	37.77	41.99	0.1042	0.3445	0.6484
360	40.66	37.21	41.67	0.1065	0.3501	0.6678

Tabela II.1.2.9 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_1 Q_3 A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.96	25.96	25.96	0.0000	0.0000	0.0000
5	42.95	35.28	49.74	0.0132	0.0210	0.0441
10	46.86	41.49	50.94	0.0207	0.0454	0.0886
20	49.26	47.79	52.77	0.0345	0.0988	0.1795
30	50.65	49.78	54.15	0.0497	0.1508	0.2722
40	51.45	50.25	54.91	0.0654	0.1973	0.3631
54	51.79	50.47	55.17	0.0875	0.2558	0.4875
60	51.81	50.51	55.16	0.0942	0.2730	0.5252
66	51.83	50.49	55.15	0.1007	0.2895	0.5611
72	51.86	50.40	55.16	0.1069	0.3052	0.5955
80	51.96	50.08	55.24	0.1187	0.3340	0.6599
84	51.98	50.03	55.25	0.1231	0.3440	0.6840
87	51.99	50.09	55.24	0.1264	0.3504	0.7016
90	51.97	50.30	55.17	0.1295	0.3542	0.7184

Tabela II.1.2.10 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2 Q_1 A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.54	25.54	25.54	0.0000	0.0000	0.0000
5	39.36	30.77	45.43	0.0116	0.0133	0.0203
10	44.19	35.03	48.59	0.0185	0.0258	0.0408
30	48.29	44.83	50.77	0.0375	0.0753	0.1237
60	50.14	48.24	52.63	0.0663	0.1459	0.2486
90	51.09	48.25	53.57	0.0956	0.2099	0.3688
120	51.32	48.22	53.76	0.1226	0.2646	0.4782
150	51.15	47.50	53.50	0.1461	0.3087	0.5767
165	51.04	46.90	53.38	0.1554	0.3237	0.6166
170	51.02	46.76	53.35	0.1579	0.3273	0.6276
176	51.00	46.63	53.33	0.1616	0.3323	0.6437
181	51.00	46.65	53.32	0.1653	0.3366	0.6594
185	51.01	46.79	53.34	0.1677	0.3390	0.6698

Tabela II 1.2.11 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_1A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.18	25.18	25.18	0.0000	0.0000	0.0000
5	35.65	28.74	40.06	0.0093	0.0098	0.0122
11	40.78	31.89	45.16	0.0157	0.0183	0.0247
30	47.26	40.99	49.60	0.0333	0.0526	0.0774
50	49.44	45.92	51.64	0.0503	0.0866	0.1338
70	50.85	48.19	53.06	0.0689	0.1197	0.1927
90	51.74	48.92	53.96	0.0883	0.1513	0.2521
110	52.20	48.90	54.41	0.1075	0.1811	0.3104
130	52.34	48.59	54.53	0.1257	0.2086	0.3663
150	52.25	48.27	54.40	0.1423	0.2338	0.4190
170	52.03	48.02	54.15	0.1572	0.2566	0.4681
190	51.76	47.80	53.84	0.1705	0.2771	0.5139
211	51.47	47.55	53.54	0.1824	0.2953	0.5567
230	51.27	47.20	53.30	0.1927	0.3110	0.5952
250	51.04	46.70	53.06	0.2027	0.3262	0.6338
270	50.79	46.14	52.77	0.2123	0.3412	0.6722
275	50.72	46.02	52.68	0.2145	0.3447	0.6811
280	50.63	45.93	52.58	0.2165	0.3482	0.6898
286	50.51	45.86	52.43	0.2188	0.3524	0.7001
290	50.41	45.84	52.32	0.2203	0.3553	0.7068
295	50.30	45.86	52.18	0.2219	0.3581	0.7140

Tabela II 1.2.12 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_1A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.77	25.77	25.77	0.0000	0.0000	0.0000
7	45.64	37.65	50.99	0.0144	0.0322	0.0565
11	48.81	45.65	52.61	0.0233	0.0693	0.1150
20	51.41	53.35	54.78	0.0407	0.1398	0.2346
25	52.14	54.51	55.47	0.0500	0.1731	0.2939
30	52.61	54.65	55.95	0.0589	0.2043	0.3498
35	52.92	54.23	56.26	0.0674	0.2330	0.4020
45	53.22	53.04	56.49	0.0832	0.2828	0.4970
55	53.25	52.54	56.45	0.0964	0.3239	0.5651
60	53.24	52.51	56.37	0.1039	0.3434	0.6198
65	53.24	52.50	56.34	0.1101	0.3589	0.6561

Tabela II 1.2.13 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.09	25.09	25.09	0.0000	0.0000	0.0000
5	41.39	33.09	47.91	0.0131	0.0167	0.0268
10	46.54	38.78	50.52	0.0210	0.0342	0.0545
30	51.05	48.54	53.55	0.0464	0.1078	0.1718
50	52.41	50.67	54.83	0.0730	0.1759	0.2898
70	52.70	51.28	55.08	0.0971	0.2322	0.3965
90	52.61	50.79	54.91	0.1180	0.2780	0.4905
111	52.53	49.65	54.78	0.1371	0.3195	0.5775
120	52.55	49.43	54.78	0.1447	0.3361	0.6116
125	52.56	49.44	54.80	0.1487	0.3450	0.6298
130	52.57	49.54	54.81	0.1527	0.3537	0.6476
135	52.58	49.68	54.80	0.1564	0.3603	0.6643

Tabela II 1.2.14 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	26.35	26.35	26.35	0.0000	0.0000	0.0000
5	38.67	30.90	43.81	0.0109	0.0118	0.0164
10	43.90	34.76	48.09	0.0180	0.0223	0.0334
30	49.59	44.77	51.73	0.0388	0.0684	0.1054
50	51.40	49.00	53.48	0.0600	0.1150	0.1813
70	52.33	50.22	54.37	0.0819	0.1578	0.2572
90	52.66	50.16	54.66	0.1029	0.1952	0.3300
110	52.59	49.75	54.54	0.1218	0.2280	0.3978
130	52.28	49.30	54.19	0.1383	0.2577	0.4599
151	51.81	48.82	53.73	0.1524	0.2856	0.5165
170	51.41	48.28	53.30	0.1635	0.3095	0.5634
181	51.23	47.84	53.03	0.1708	0.3255	0.5953
191	51.07	47.53	52.85	0.1761	0.3363	0.6190
203	50.90	47.31	52.68	0.1821	0.3464	0.6467
208	50.85	47.31	52.62	0.1846	0.3493	0.6580
213	50.80	47.40	52.57	0.1870	0.3512	0.6692
218	50.76	47.57	52.53	0.1892	0.3518	0.6794

Tabela II 1.2.15 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_2A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.43	25.43	25.43	0.0000	0.0000	0.0000
5	45.51	38.88	51.31	0.0151	0.0439	0.0686
10	49.20	46.20	52.70	0.0238	0.0863	0.1363
20	51.62	51.57	54.83	0.0411	0.1639	0.2697
30	52.70	52.79	55.99	0.0578	0.2301	0.3880
40	53.14	53.26	56.37	0.0732	0.2854	0.4931
43	53.18	53.21	56.40	0.0804	0.3095	0.5422
47	53.24	53.07	56.40	0.0846	0.3228	0.5708
50	53.25	52.94	56.40	0.0874	0.3313	0.5896
52	53.26	52.81	56.40	0.0902	0.3394	0.6082
54	53.27	52.69	56.40	0.0929	0.3472	0.6266
57	53.29	52.64	56.41	0.0969	0.3545	0.6536

Tabela II 1.2.16 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	28.34	28.34	28.34	0.0000	0.0000	0.0000
5	44.10	30.51	49.95	0.0135	0.0249	0.0339
11	48.50	32.67	51.37	0.0213	0.0485	0.0677
25	50.77	38.79	53.07	0.0402	0.1133	0.1683
45	52.16	45.49	54.55	0.0648	0.1871	0.2928
65	52.88	49.80	55.31	0.0870	0.2478	0.4011
85	53.13	51.50	55.52	0.1070	0.2972	0.4978
95	53.11	51.43	55.45	0.1172	0.3200	0.5472
100	53.08	51.25	55.40	0.1207	0.3276	0.5646
105	53.03	51.00	55.33	0.1242	0.3349	0.5818
108	52.99	50.69	55.26	0.1276	0.3419	0.5988
111	52.94	50.43	55.20	0.1301	0.3469	0.6114
114	52.90	50.14	55.13	0.1326	0.3517	0.6238
117	52.85	49.86	55.06	0.1348	0.3548	0.6355

Tabela II 1.2.17 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	25.29	25.29	25.29	0.0000	0.0000	0.0000
5	39.03	30.47	44.91	0.0115	0.0057	0.0197
10	44.34	34.78	48.51	0.0187	0.0135	0.0398
20	48.13	41.25	50.42	0.0294	0.0337	0.0811
30	49.64	45.47	51.62	0.0394	0.0576	0.1233
40	50.60	48.06	52.54	0.0497	0.0830	0.1660
50	51.30	49.52	53.21	0.0603	0.1085	0.2087
60	51.76	50.24	53.67	0.0708	0.1336	0.2502
80	52.17	50.47	54.07	0.0901	0.1808	0.3279
95	52.15	50.20	54.00	0.1034	0.2135	0.3823
105	52.03	49.93	53.81	0.1117	0.2339	0.4171
115	51.81	49.59	53.53	0.1195	0.2532	0.4510
125	51.52	49.17	53.16	0.1267	0.2712	0.4833
135	51.14	48.62	52.72	0.1330	0.2877	0.5138
150	50.50	47.42	51.88	0.1416	0.3105	0.5587
160	49.91	46.56	51.33	0.1457	0.3211	0.5820
165	49.62	46.15	51.06	0.1473	0.3254	0.5919
170	49.32	45.50	50.64	0.1495	0.3312	0.6062
175	49.01	45.06	50.35	0.1508	0.3348	0.6154
180	48.66	44.41	49.88	0.1526	0.3399	0.6287
185	48.29	43.90	49.46	0.1539	0.3441	0.6393
192	47.75	43.29	48.82	0.1555	0.3500	0.6535
195	47.53	43.11	48.57	0.1560	0.3518	0.6586

Tabela II 1.2.18 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_2Q_3A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	30.93	30.93	30.93	0.0000	0.0000	0.0000
3	57.94	42.48	61.86	0.0291	0.0266	0.0645
6	60.70	50.60	63.04	0.0491	0.0770	0.1290
9	61.54	55.91	64.01	0.0694	0.1239	0.1908
12	62.00	59.02	64.82	0.0896	0.1582	0.2482
15	62.30	60.55	65.45	0.1101	0.1818	0.3025
18	62.49	61.10	65.90	0.1308	0.2010	0.3548
20	62.57	61.23	66.09	0.1446	0.2138	0.3890
22	62.60	61.38	66.19	0.1584	0.2257	0.4229
24	62.60	61.73	66.19	0.1721	0.2333	0.4566
25	62.58	62.03	66.15	0.1787	0.2333	0.4732

Tabela II.1.2.19 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	28.55	28.55	28.55	0.0000	0.0000	0.0000
3	55.55	34.12	58.89	0.0236	0.0153	0.0293
9	59.95	43.29	61.84	0.0501	0.0445	0.0890
15	61.56	50.08	63.28	0.0800	0.0750	0.1531
24	62.42	56.57	64.73	0.1316	0.1218	0.2476
36	62.58	60.18	65.11	0.1957	0.1820	0.3601
39	62.57	60.50	65.08	0.2102	0.1961	0.3859
44	62.56	60.73	65.07	0.2331	0.2181	0.4271
48	62.59	60.79	65.12	0.2505	0.2342	0.4584
50	62.61	60.83	65.15	0.2590	0.2418	0.4736
52	62.62	60.88	65.18	0.2673	0.2489	0.4884
54	62.63	60.97	65.19	0.2751	0.2523	0.5023

Tabela II.1.2.20 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	27.87	27.87	27.87	0.0000	0.0000	0.0000
3	48.32	32.75	50.59	0.0148	0.0126	0.0151
9	55.82	40.74	58.45	0.0338	0.0327	0.0467
15	58.11	46.74	60.10	0.0506	0.0533	0.0804
24	60.43	52.83	61.86	0.0788	0.0848	0.1347
33	61.76	56.40	63.22	0.1133	0.1161	0.1929
54	62.72	59.45	64.86	0.2086	0.1845	0.3253
70	62.67	59.74	64.83	0.2743	0.2274	0.4151
85	62.22	58.88	64.03	0.3247	0.2562	0.4928
88	62.09	58.46	63.81	0.3332	0.2603	0.5077
90	61.99	58.12	63.65	0.3382	0.2627	0.5172
91	61.94	57.97	63.59	0.3400	0.2627	0.5207

Tabela II 1.2.21 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_1A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	30.02	30.02	30.02	0.0000	0.0000	0.0000
3	55.26	42.04	60.00	0.0240	0.0427	0.0659
6	58.29	50.86	61.33	0.0398	0.0836	0.1323
9	60.43	56.68	62.67	0.0574	0.1230	0.2003
12	61.63	59.95	63.85	0.0751	0.1609	0.2643
15	65.20	61.30	64.67	0.0918	0.1972	0.3217
18	62.37	61.58	64.92	0.1075	0.2320	0.3732
19	62.34	61.61	64.85	0.1124	0.2433	0.3892
20	62.27	61.68	64.68	0.1170	0.2433	0.4044

Tabela II 1.2.22 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	26.66	26.66	26.66	0.0000	0.0000	0.0000
3	57.44	37.04	60.73	0.0277	0.0290	0.0388
9	60.92	49.74	62.42	0.0572	0.0774	0.1154
15	61.62	55.63	63.17	0.0841	0.1181	0.1875
21	62.03	58.19	63.74	0.1094	0.1527	0.2540
24	62.17	58.93	63.96	0.1217	0.1681	0.2855
27	62.27	59.51	64.12	0.1337	0.1825	0.3160
30	62.33	59.97	64.23	0.1453	0.1961	0.3456
35	62.36	60.33	64.28	0.1640	0.2174	0.3933
38	62.33	60.04	64.22	0.1747	0.2297	0.4211
40	62.29	59.49	64.15	0.1815	0.2338	0.4389

Tabela II 1.2.23 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_2$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	26.49	26.49	26.49	0.0000	0.0000	0.0000
3	46.19	32.56	49.53	0.0146	0.0138	0.0154
9	55.52	42.16	58.34	0.0342	0.0386	0.0500
15	58.64	48.92	60.54	0.0530	0.0640	0.0887
24	61.00	55.08	62.35	0.0845	0.1020	0.1518
39	62.03	58.76	63.55	0.1473	0.1622	0.2607
51	62.13	58.88	63.72	0.1986	0.2039	0.3442
59	62.03	58.43	63.60	0.2292	0.2267	0.3967
70	61.60	57.40	63.06	0.2624	0.2495	0.4630
78	60.93	56.10	62.23	0.2779	0.2586	0.5052
80	60.68	55.65	61.93	0.2805	0.2597	0.5147
82	60.40	55.13	61.59	0.2827	0.2604	0.5238
84	60.07	54.54	61.21	0.2844	0.2605	0.5324
86	59.73	53.93	60.83	0.2855	0.2604	0.5396

Tabela II.1.2.24 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_2A_3$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	31.20	31.20	31.20	0.0000	0.0000	0.0000
3	55.15	45.25	59.68	0.0232	0.0475	0.0717
6	57.80	54.20	60.72	0.0376	0.0901	0.1405
9	59.59	59.18	62.00	0.0522	0.1297	0.2075
12	60.92	61.32	63.32	0.0658	0.1664	0.2684
15	61.74	61.72	64.51	0.0792	0.2000	0.3242
17	62.07	61.58	65.13	0.0882	0.2208	0.3589
19	62.26	61.50	65.53	0.0972	0.2402	0.3920
20	62.32	61.59	65.64	0.1017	0.2495	0.4080
21	62.33	61.82	65.68	0.1061	0.2584	0.4236
22	62.32	62.22	65.63	0.1103	0.2584	0.4387

Tabela II.1.2.25 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3Q_3A_1$

Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	33.63	33.63	33.63	0.0000	0.0000	0.0000
3	53.98	37.57	58.38	0.0203	0.0276	0.0369
9	58.83	48.82	60.90	0.0444	0.0784	0.1119
15	61.74	57.31	63.30	0.0768	0.1247	0.1974
24	63.01	61.04	65.13	0.1518	0.1849	0.3342
29	63.06	60.87	65.27	0.1921	0.2132	0.4037
31	63.05	60.83	65.26	0.2072	0.2234	0.4304
34	63.03	60.90	65.23	0.2289	0.2376	0.4691
35	63.03	60.94	65.24	0.2359	0.2419	0.4817
37	63.05	60.95	65.28	0.2497	0.2501	0.5064
38	63.07	60.88	65.31	0.2561	0.2501	0.5179

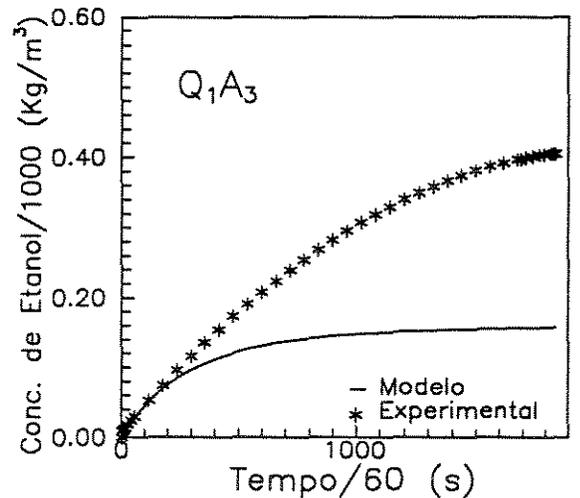
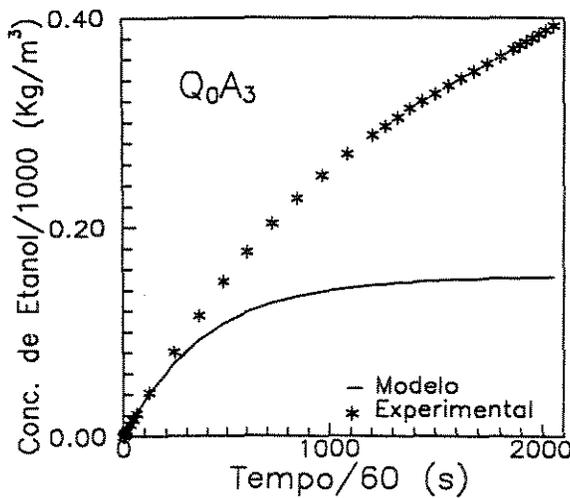
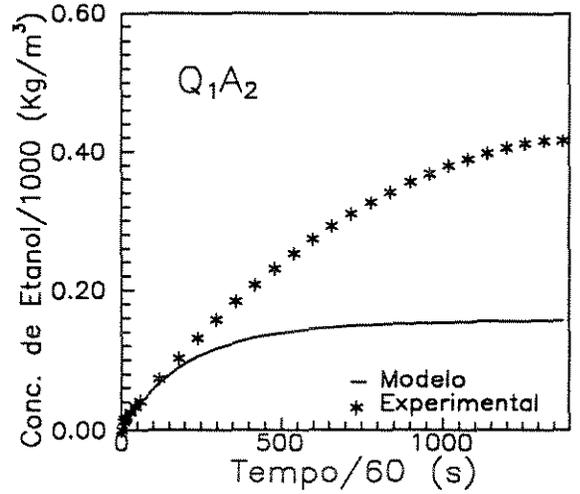
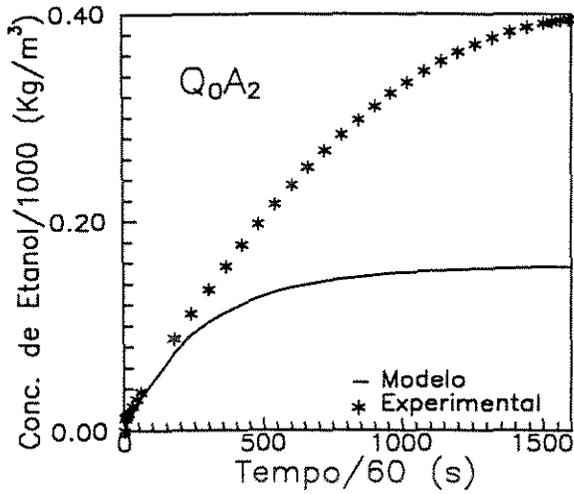
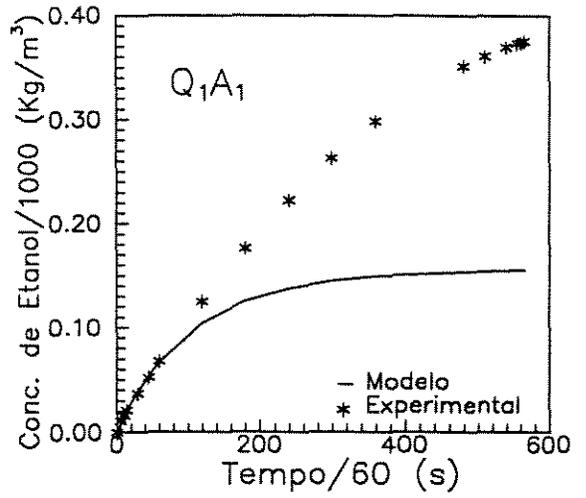
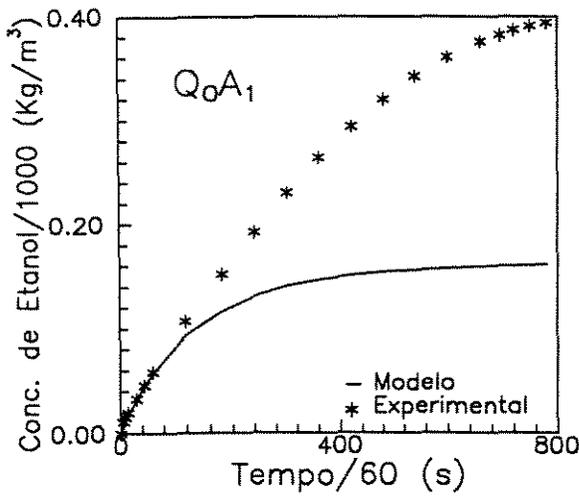
Tabela II 1.2.26 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3 Q_3 A_2$

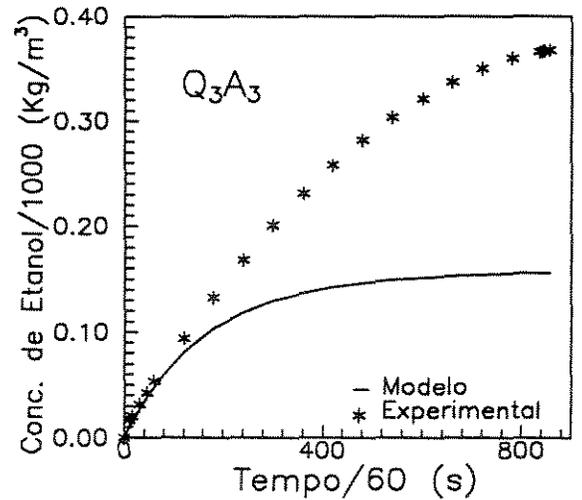
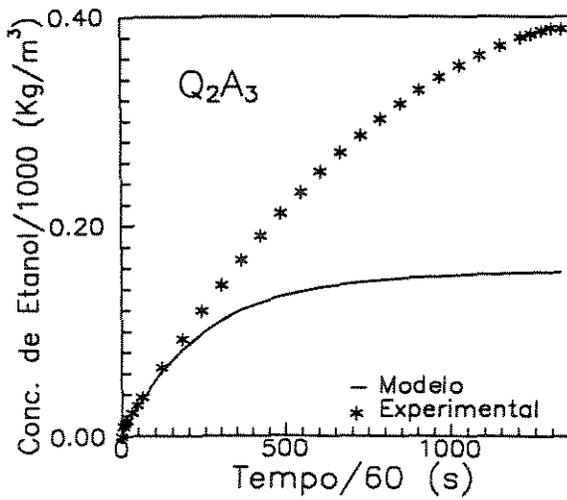
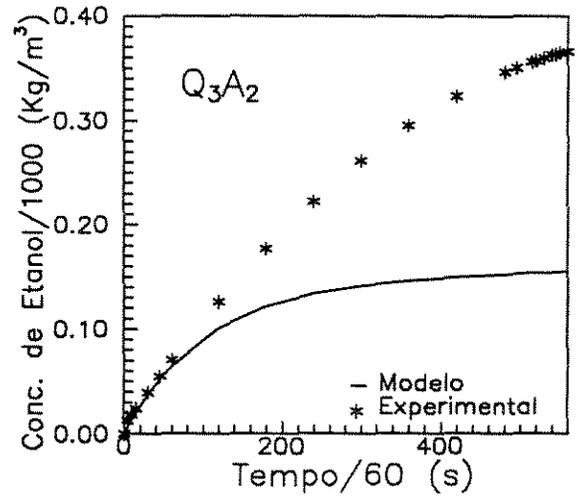
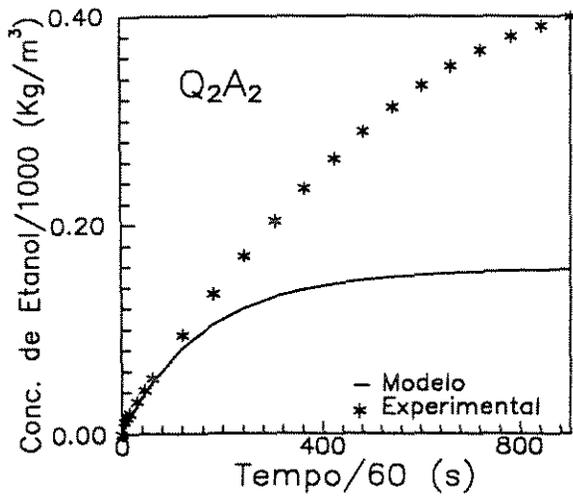
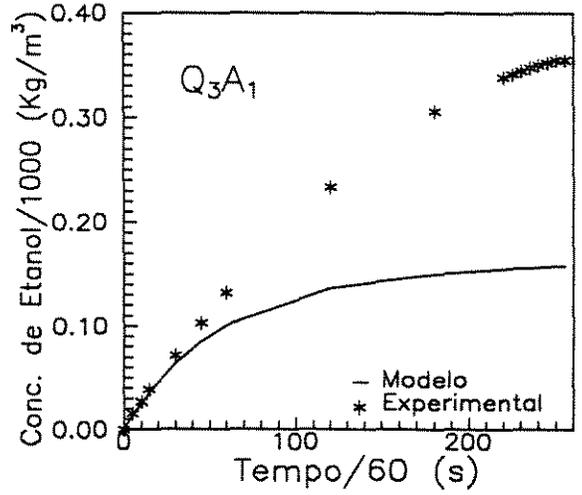
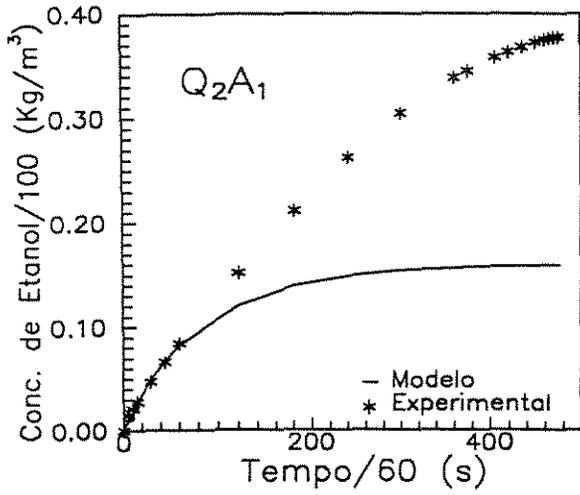
Tempo/60 s	Temperatura °C			Concentração de Etanol/1000 Kg/m ³		
	Modelo	Exp.	Máxima	Modelo	Exp.	Máxima
0	27.74	27.74	27.74	0.0000	0.0000	0.0000
3	55.45	34.18	58.47	0.0235	0.0181	0.0284
9	60.00	44.26	61.43	0.0489	0.0488	0.0857
15	61.22	51.26	62.48	0.0739	0.0803	0.1444
24	62.25	57.50	64.00	0.1117	0.1272	0.2274
30	62.69	59.67	64.82	0.1368	0.1573	0.2784
33	62.84	60.34	65.15	0.1492	0.1717	0.3028
39	63.06	61.10	65.64	0.1739	0.1988	0.3495
46	63.18	61.33	65.93	0.2017	0.2270	0.4007
50	63.19	61.27	65.98	0.2168	0.2409	0.4285
52	63.19	61.21	65.98	0.2241	0.2472	0.4421
54	63.19	61.12	65.97	0.2313	0.2530	0.4554
56	63.18	61.01	65.95	0.2383	0.2583	0.4684
58	63.17	60.90	65.93	0.2446	0.2608	0.4802

Tabela II 1.2.27 - Transferência Simultânea de Calor e de Massa - $T_3 Q_3 A_3$

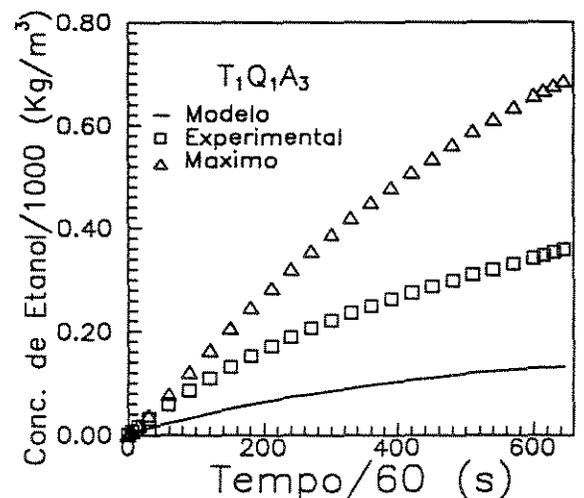
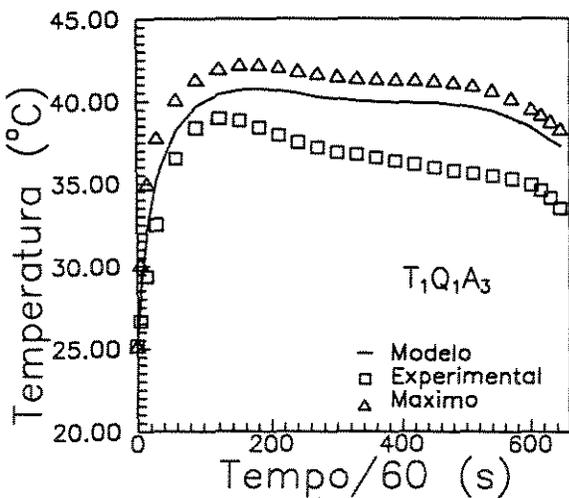
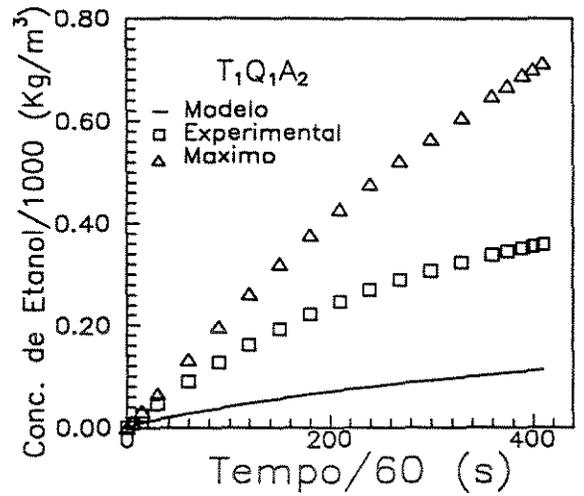
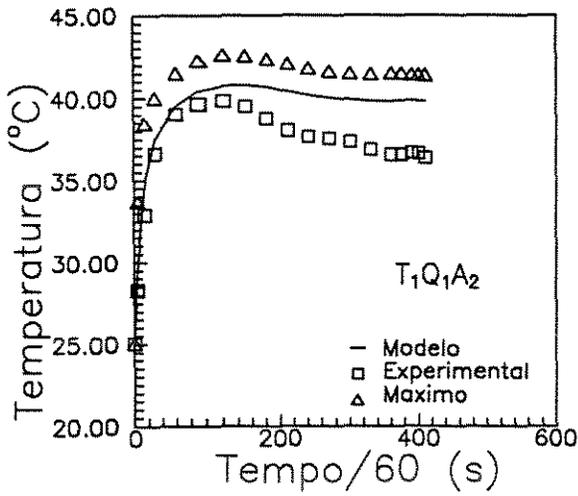
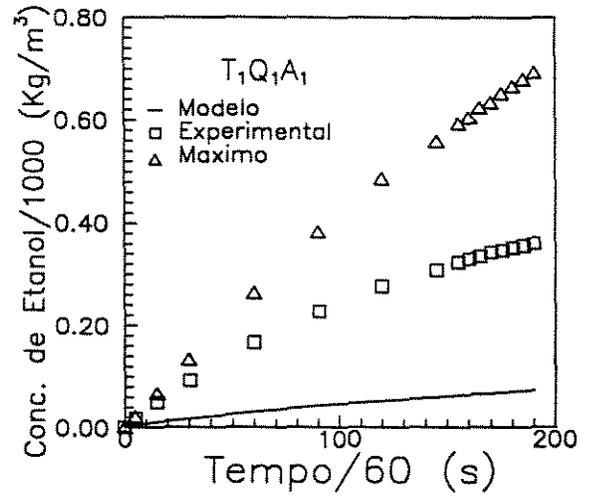
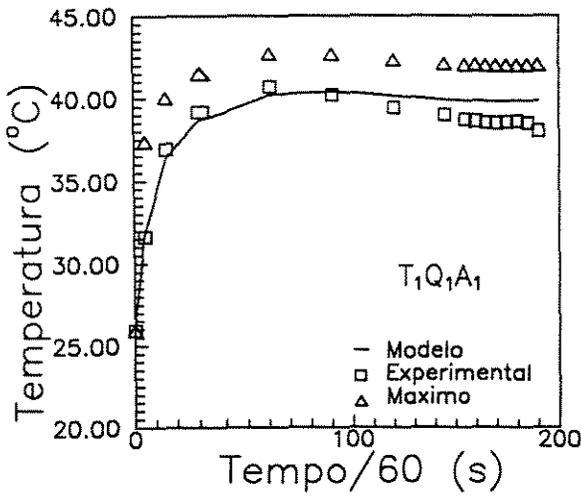
II.2 - Gráficos dos Perfis de Concentração e de Temperatura

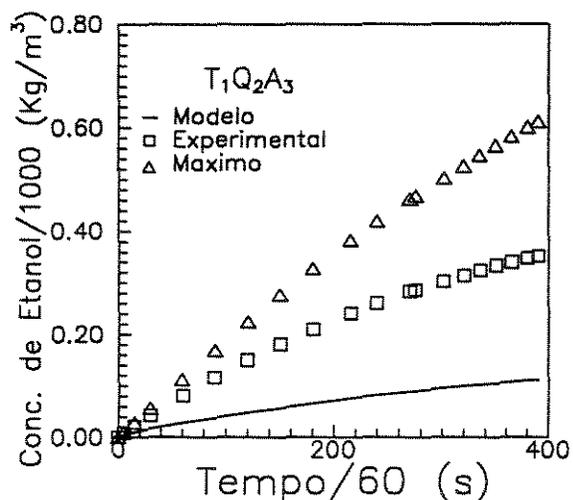
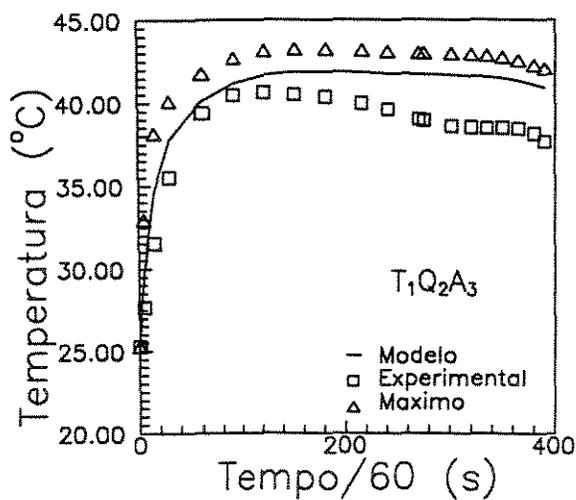
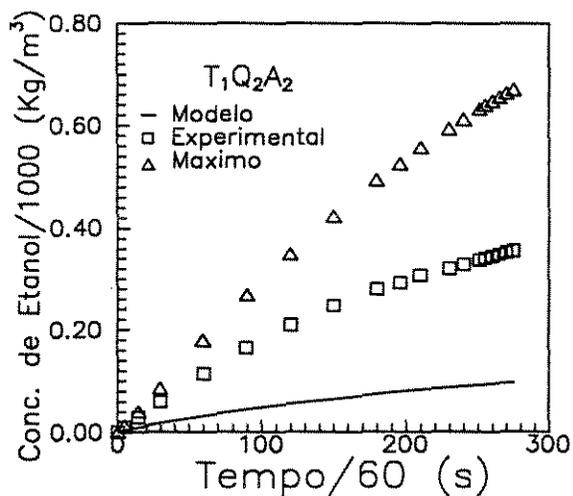
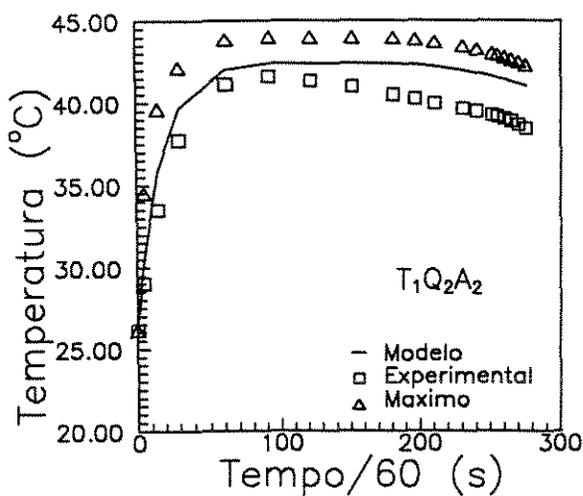
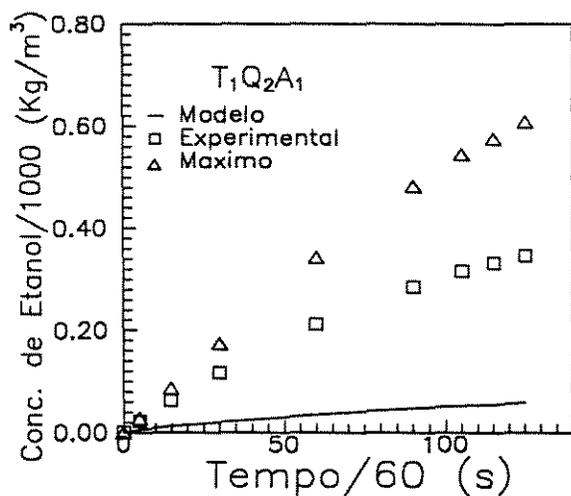
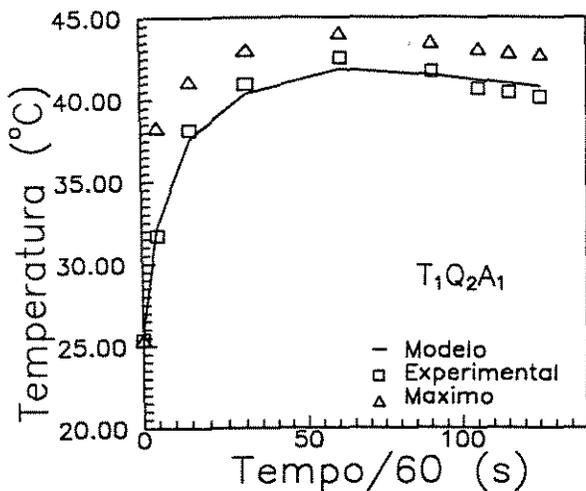
II.2.1 - Transferência de Massa Isotérmica

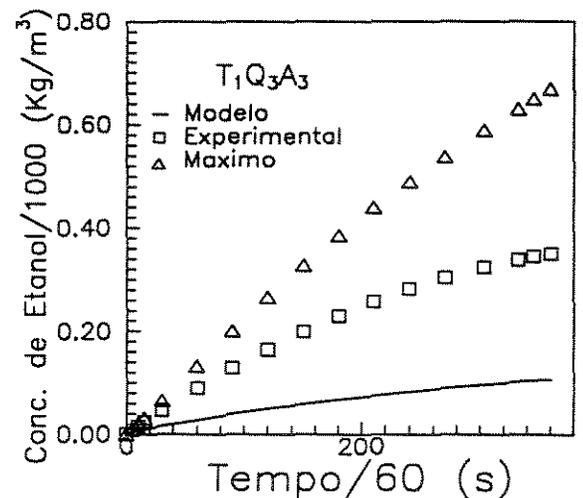
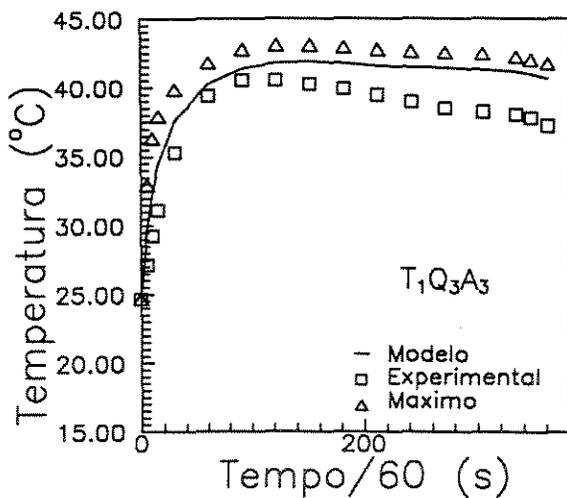
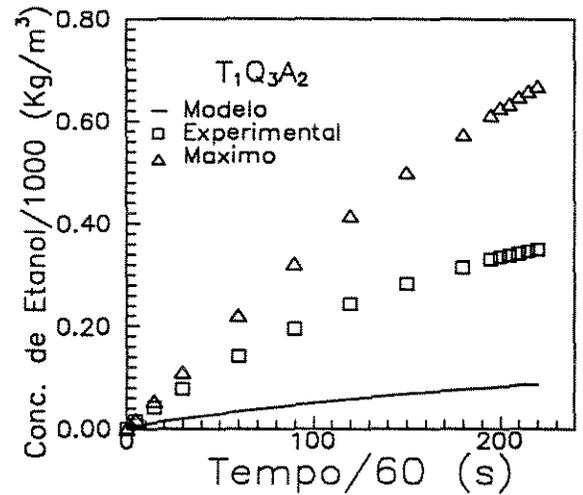
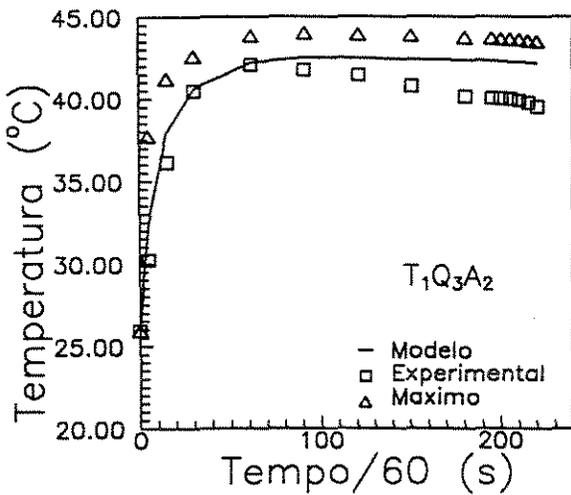
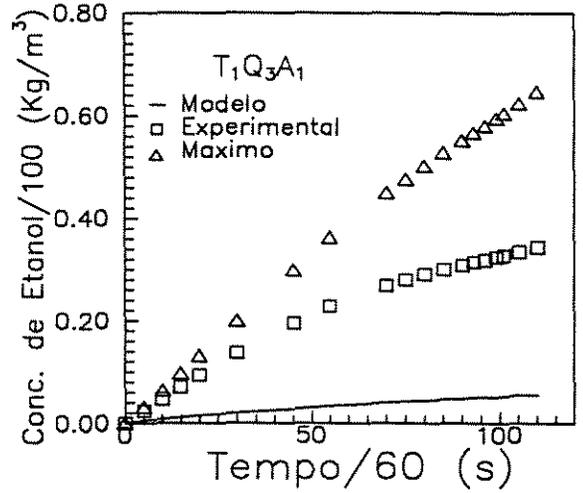
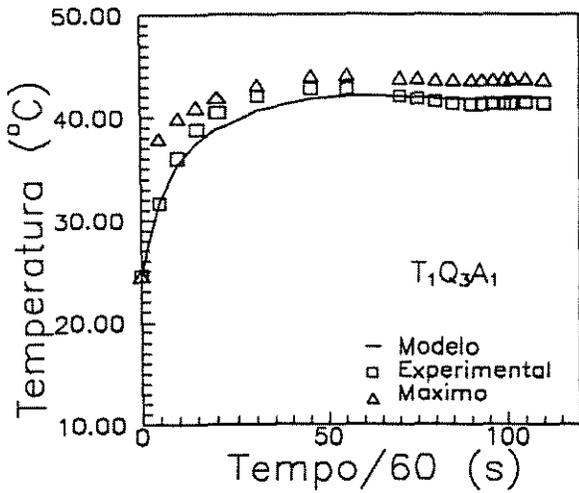


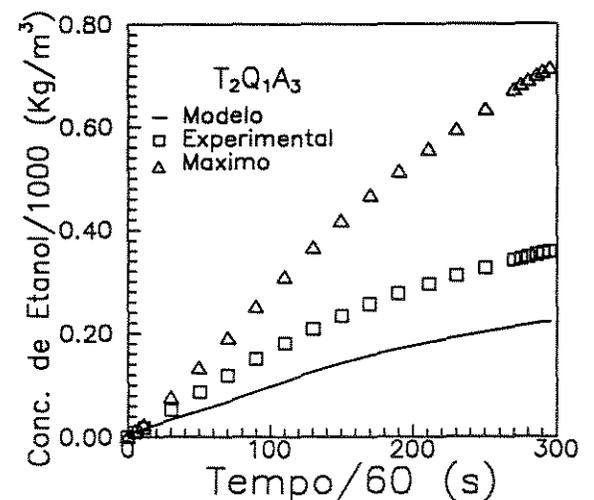
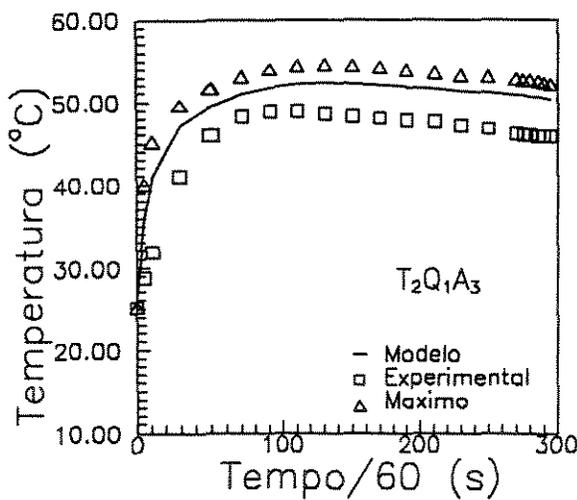
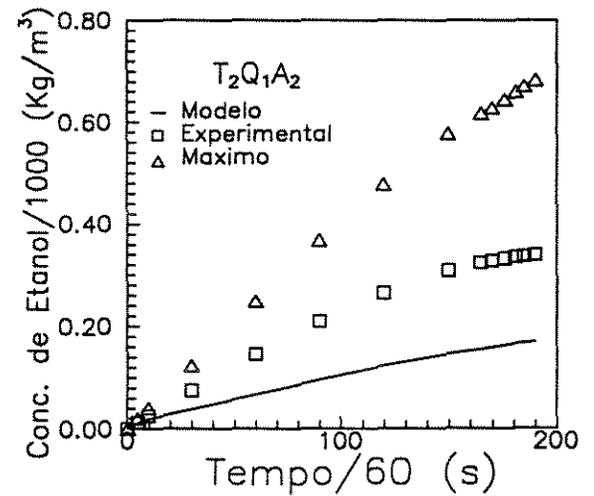
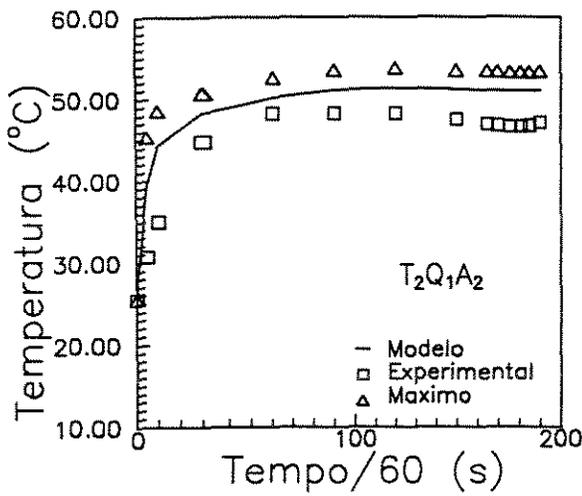
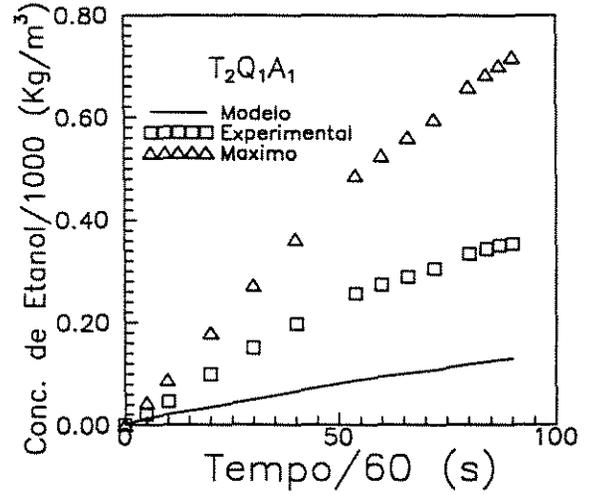
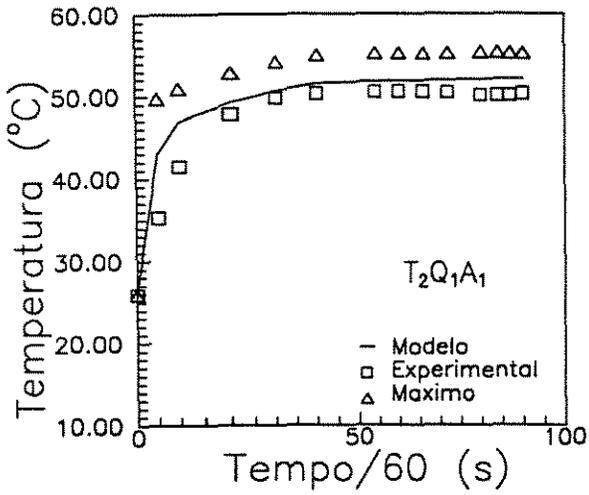


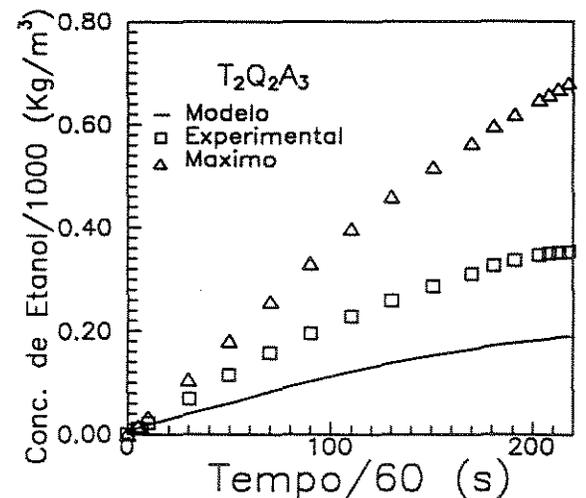
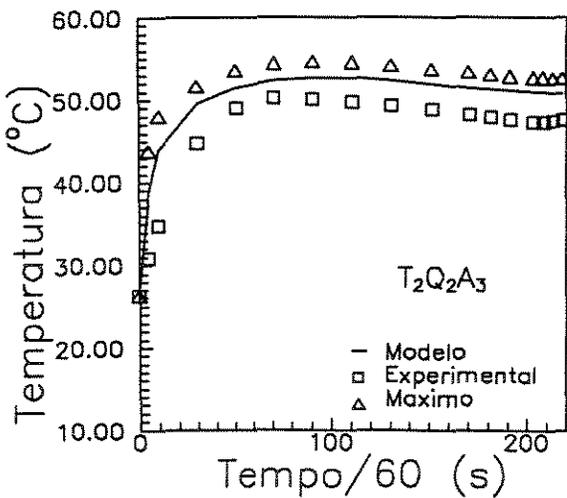
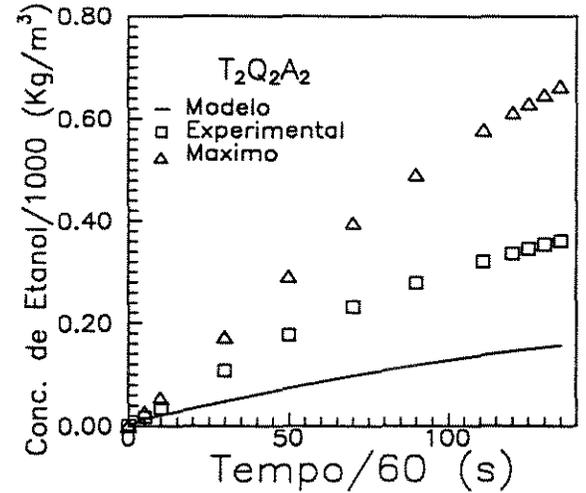
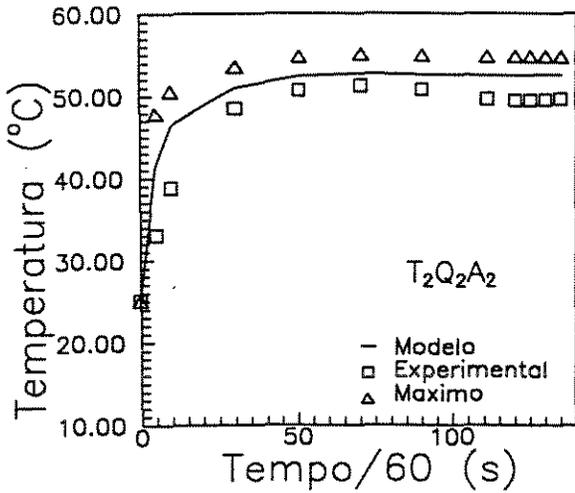
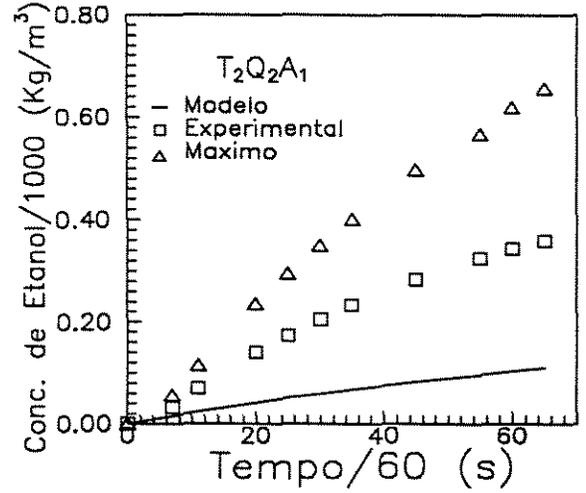
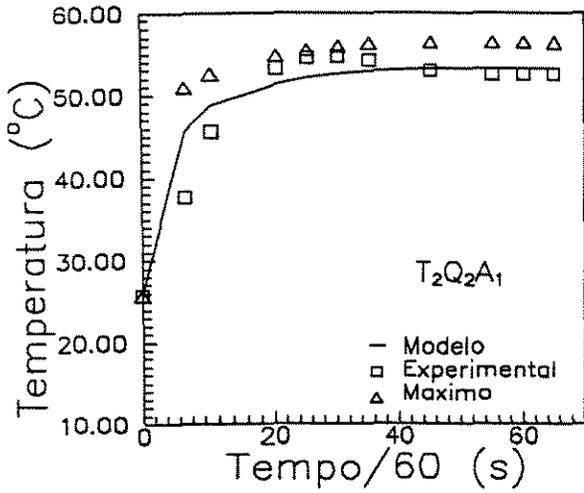
II.2.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

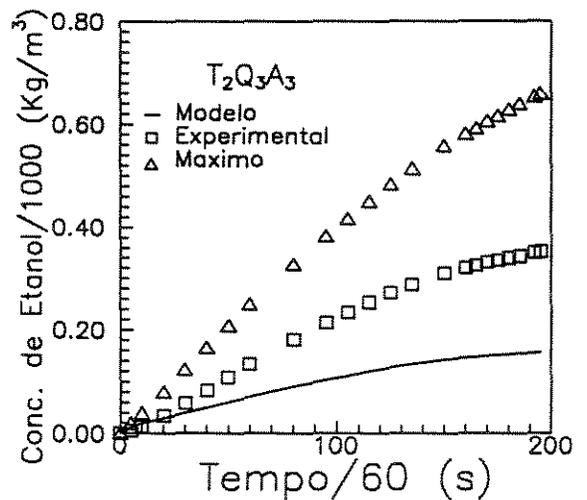
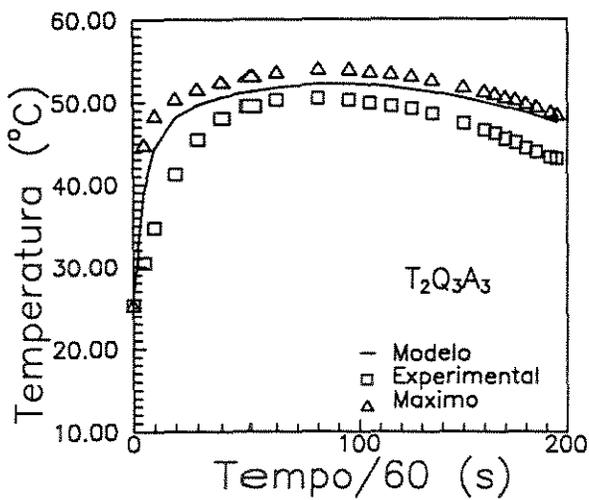
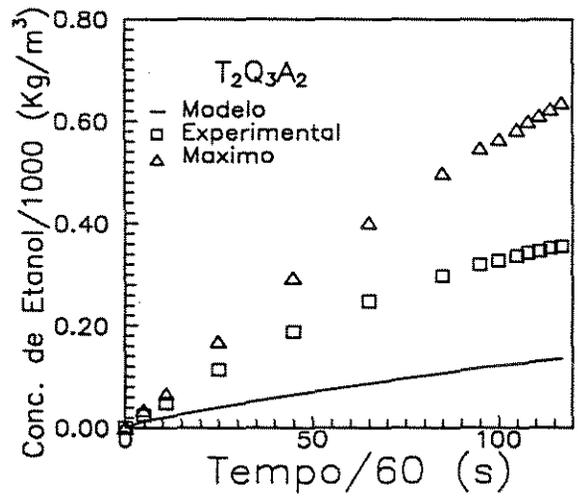
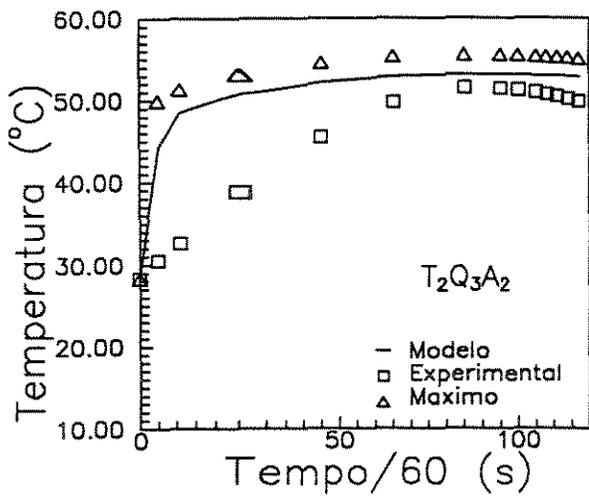
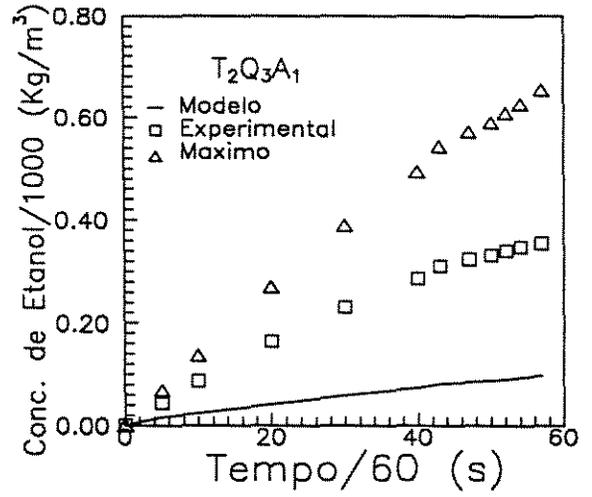
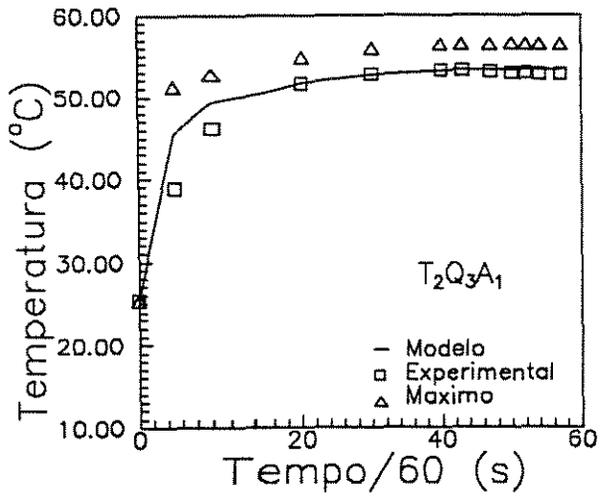


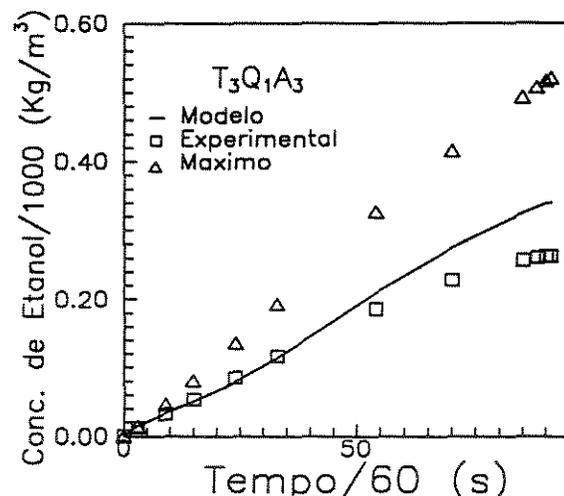
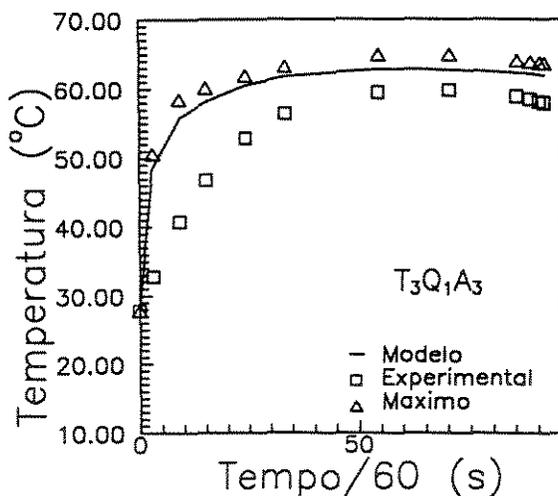
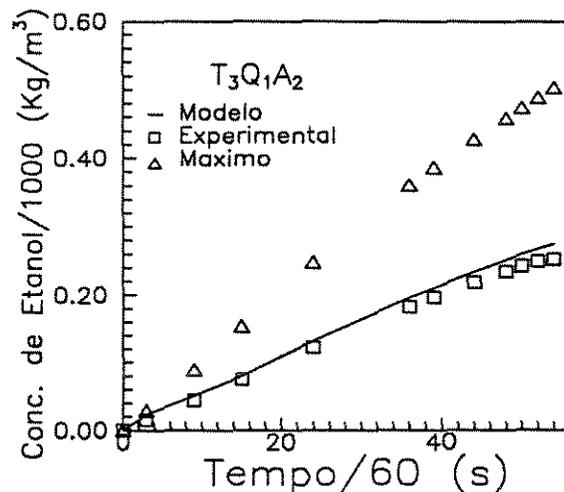
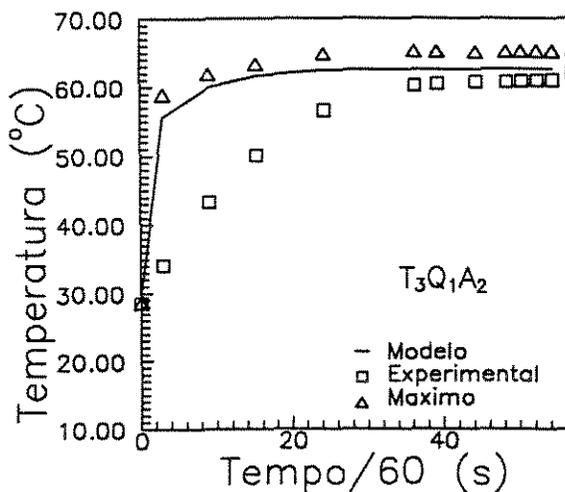
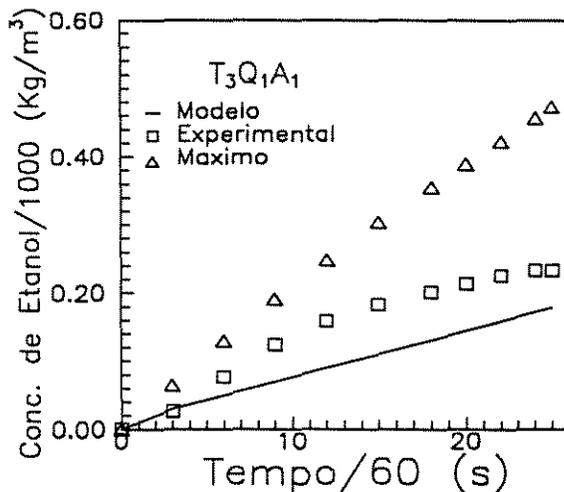
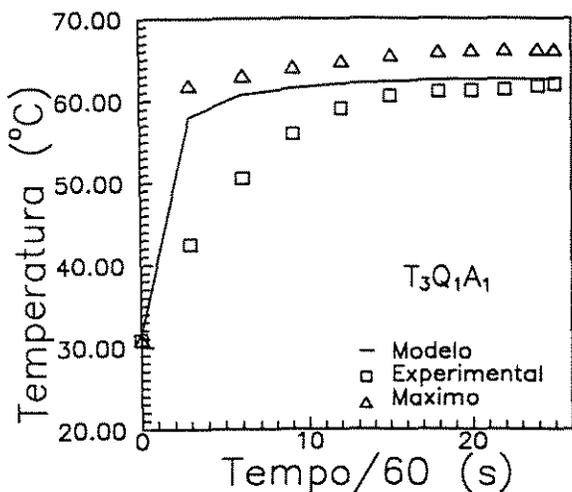


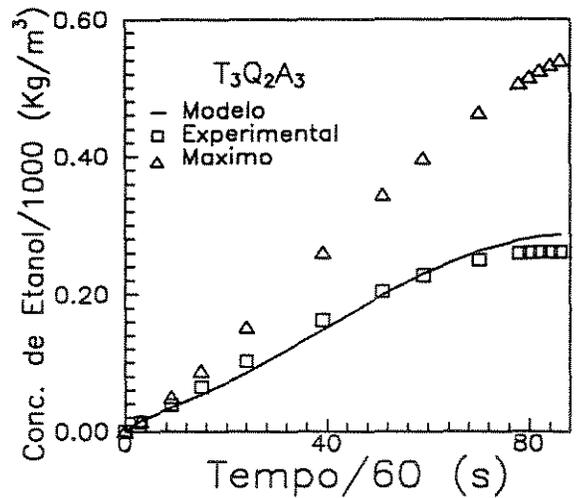
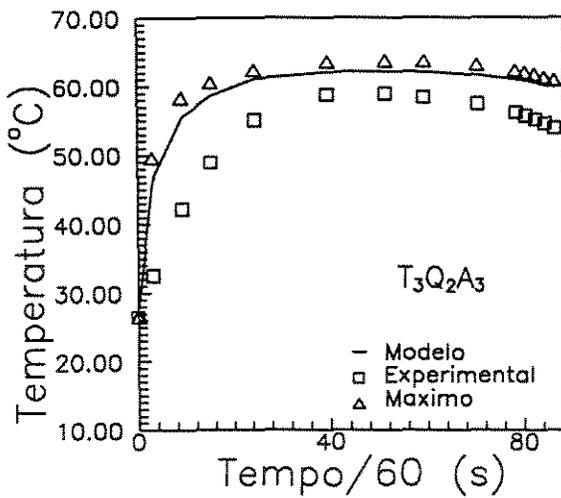
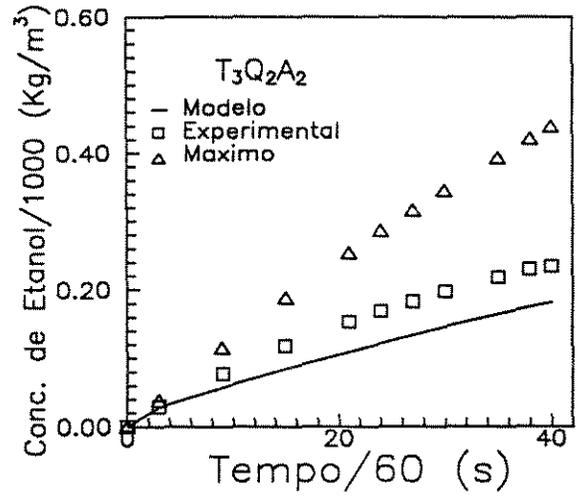
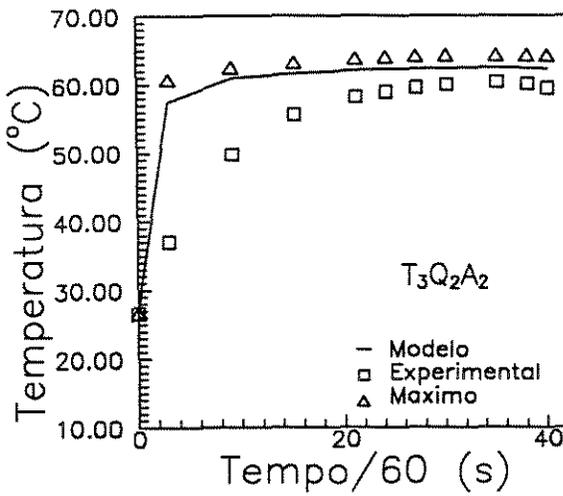
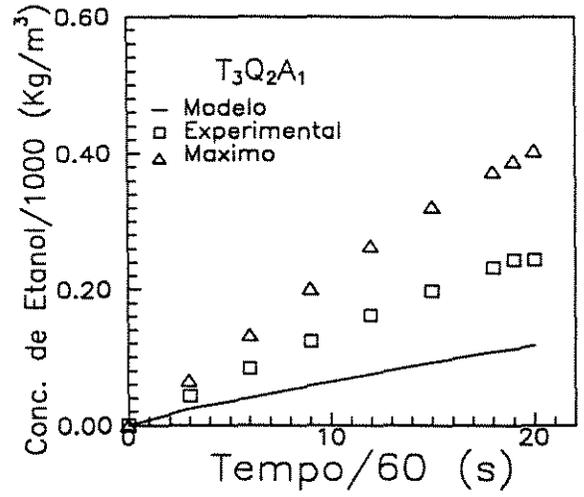
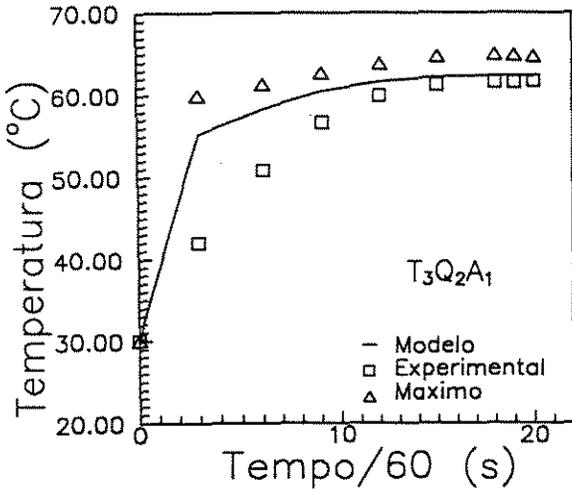


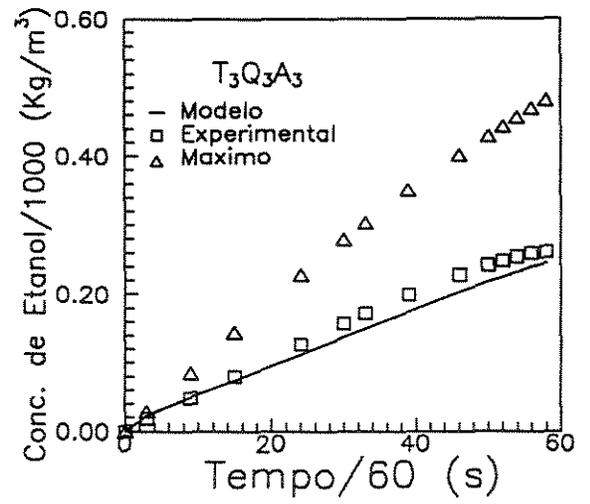
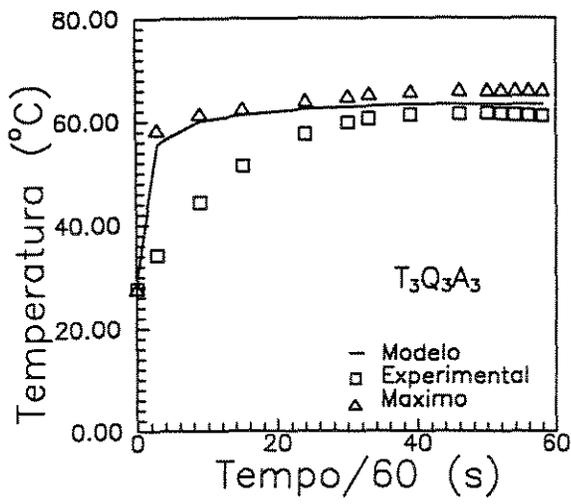
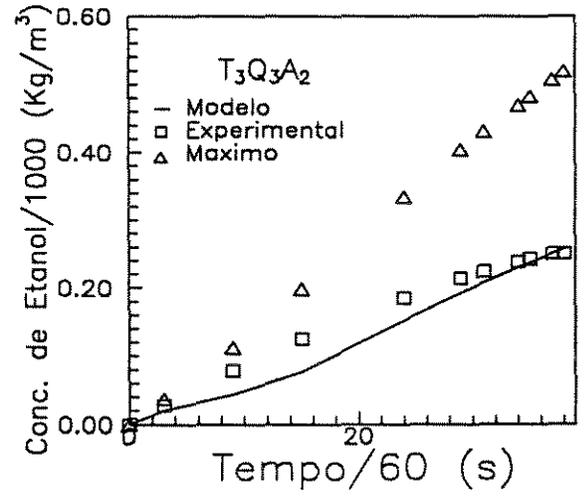
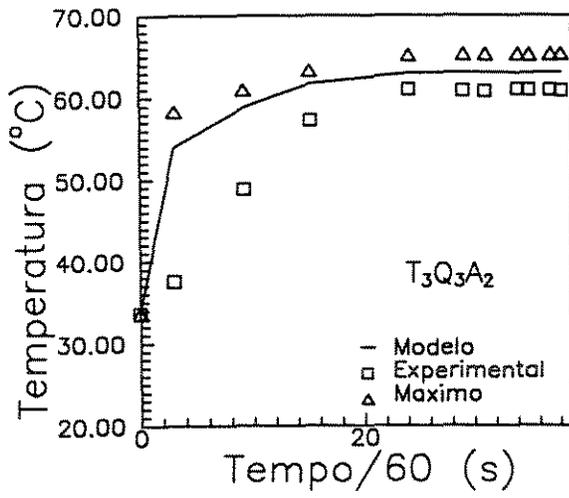
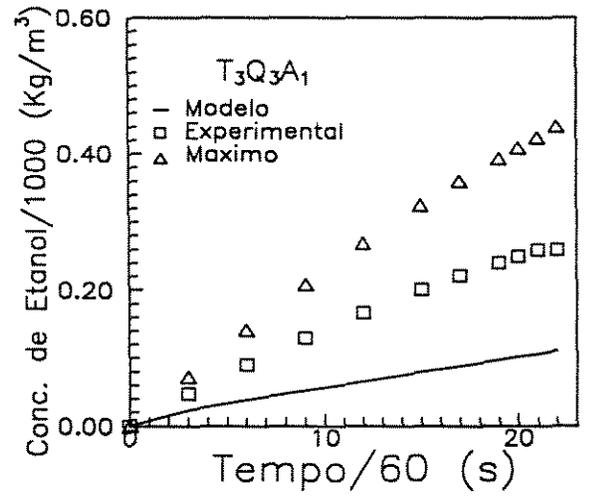
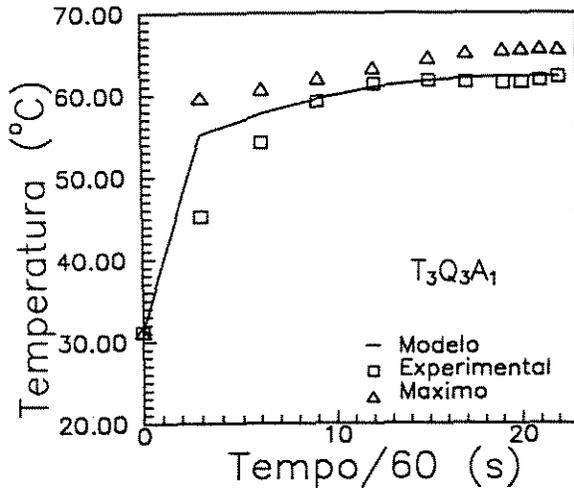












II.3 - Outros Resultados

A seguir os resultados da modelagem do experimento $T_3Q_1A_3$ são apresentados.

Tempo /60	Temp. Cone	y_{et}	ρ_g^*	ρ_g	δ_g^*	K_g^*	cp_g^*	ξ_g^*
s	°C		Kg/m ³	Kg/m ³	m ² /s	W/m °	J/Kg °	m ² /s
0	56.98	0.3989	1.37	308	1.468E-5	8.04E-2	910.6	2.9E-7
3	57.75	0.4131	1.38	319	1.474E-5	8.21E-2	908.5	2.8E-7
9	59.19	0.4407	1.39	339	1.486E-5	8.54E-2	904.7	2.7E-7
15	60.48	0.4670	1.40	359	1.496E-5	8.88E-2	901.3	2.7E-7
24	62.13	0.5023	1.42	385	1.509E-5	9.34E-2	897.1	2.7E-7
33	63.41	0.5311	1.44	407	1.519E-5	9.67E-2	894.1	2.7E-7
54	64.91	0.5376	1.44	411	1.522E-5	9.75E-2	893.4	2.7E-7
70	64.78	0.5374	1.44	411	1.522E-5	9.75E-2	893.5	2.7E-7
85	63.92	0.5372	1.44	411	1.522E-5	9.75E-2	893.5	2.7E-7
88	63.69	0.5368	1.44	411	1.522E-5	9.75E-2	893.6	2.7E-7
90	63.53	0.5331	1.44	408	1.520E-5	9.71E-2	893.9	2.7E-7
91	63.47	0.5316	1.44	407	1.520E-5	9.67E-2	894.1	2.7E-7

Tabela II.3.1 - Resultados da Fase Dispersa (* refere-se à mistura ar e etanol condensado)

Tempo /60	x_{et}	Z_c	D_L	ρ_L	μ_L	cp_L	λ_L
s			m ² /s	Kg/m ³	N s/m ²	J/Kg °	W/m
0	0.0000	0.000	1.342E-9	994.7	8.922E-4	4181.4	0.6070
3	0.0059	0.887	2.134E-9	985.7	6.209E-4	4198.1	0.6154
9	0.0137	0.910	2.295E-9	979.1	5.594E-4	4222.4	0.6070
15	0.0209	0.917	2.282E-9	974.9	5.560E-4	4243.3	0.5987
24	0.0334	0.924	2.211E-9	968.4	5.674E-4	4278.5	0.5777
33	0.0496	0.929	2.081E-9	960.9	5.972E-4	4321.6	0.5526
54	0.1000	0.938	1.683E-9	940.0	6.997E-4	4442.2	0.4856
70	0.1420	0.943	1.439E-9	924.5	7.640E-4	4412.9	0.4396
85	0.1780	0.947	1.281E-9	912.0	8.058E-4	4335.4	0.4061
88	0.1840	0.947	1.258E-9	909.9	8.124E-4	4321.6	0.3977
90	0.1880	0.947	1.244E-9	908.6	8.165E-4	4313.7	0.3935
91	0.1900	0.948	1.239E-9	908.2	8.179E-4	4310.7	0.3935

Tabela II.3.2 - Resultados da Fase Contínua

Tempo /60	τ_{cs}	τ_{ms}	τ_{res}	N	\bar{P}_B	a	v
s	s	s	s	s ⁻¹	KPa	m	m/s
0	0.0000	0.0000	0.5801	505.33	1.0159	3.247E-3	0.1792
3	0.5858	0.5858	0.5858	502.93	1.0199	3.278E-3	0.1801
9	0.5969	0.5969	0.5969	498.10	1.0426	3.342E-3	0.1818
15	0.6075	0.6075	0.6075	493.34	1.0666	3.407E-3	0.1836
24	0.6228	0.6228	0.6228	486.62	1.1012	3.501E-3	0.1861
33	0.6380	0.6380	0.6380	480.85	1.1319	3.586E-3	0.1883
54	0.6865	0.6865	0.6865	479.51	1.1945	3.606E-3	0.1889
70	0.7226	0.7226	0.7226	479.56	1.2372	3.605E-3	0.1888
85	0.7548	0.7548	0.7548	479.60	1.2745	3.605E-3	0.1888
88	0.7611	0.7611	0.7611	479.67	1.2825	3.604E-3	0.1888
90	0.7664	0.7664	0.7664	480.44	1.2879	3.592E-3	0.1885
91	0.7684	0.7684	0.7684	480.44	1.2892	3.588E-3	0.1884

Tabela II.3.3 - Resultados de Tempo de Transferência e Comportamento da Bolha no Líquido

Tempo /60	\dot{Q}_m	\dot{Q}	Q	Q_{Tdt}	Q_{pa}	Q_{real}	ΔH_m
s	W/m ²	W/m ²	J	J	J	J	J
0	0.00E+0	0.00E+0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	1.67E+3	3.51E+3	0.2805	83.736	66.989	75.362	1.0467
9	6.28E+2	1.13E+3	0.0921	27.632	14.235	13.816	0.4145
15	4.60E+2	8.37E+2	0.0753	22.190	14.235	8.3736	0.3726
24	3.47E+2	6.70E+2	0.0669	19.678	14.235	5.8615	0.3810
33	3.47E+2	7.95E+2	0.0795	24.702	21.771	3.3076	0.2805
54	4.60E+2	1.05E+3	0.1172	38.937	38.518	0.4605	0.0586
70	4.14E+2	9.62E+2	0.1130	38.518	39.355	-0.712	0.0963
85	3.26E+2	6.70E+2	0.0837	30.145	32.238	-1.716	0.2470
88	3.05E+2	6.28E+2	0.0753	28.051	30.145	-1.968	0.2847
90	2.93E+2	5.86E+2	0.0711	26.376	28.889	-2.428	0.3517
91	2.88E+2	5.44E+2	0.0711	25.539	28.470	-2.470	0.3643

Tabela II.3.4 - Resultados de Calor Transferido

Tempo /60	\dot{W}_m	\dot{W}_{et}	W	W_{real}	m_{et}
s	Kg/m ² s	Kg/m ² s	Kg	Kg	Kg
0	0.00E-4	0.00E-3	0.00E-7	0.0E-5	1.0E-7
3	1.20E-4	1.10E-3	0.87E-7	2.6E-5	1.1E-7
9	1.30E-4	0.75E-3	0.63E-7	1.9E-5	1.2E-7
15	1.40E-4	0.78E-3	0.69E-7	2.1E-5	1.4E-7
24	1.40E-4	0.90E-3	0.86E-7	2.6E-5	1.6E-7
33	1.30E-4	1.10E-3	1.20E-7	3.6E-5	1.8E-7
54	0.98E-4	1.20E-3	1.30E-7	4.4E-5	1.8E-7
70	0.77E-4	1.10E-3	1.30E-7	4.4E-5	1.8E-7
85	0.63E-4	0.89E-3	1.10E-7	4.0E-5	1.8E-7
88	0.61E-4	0.85E-3	1.10E-7	3.9E-5	1.8E-7
90	0.59E-4	0.79E-3	0.98E-7	3.6E-5	1.8E-7
91	0.59E-4	0.77E-3	0.96E-7	3.5E-5	1.8E-7

Tabela II.3.5 - Resultados de Massa Transferida

Tempo /60	α_c	α_m	β_c	β_m	λ_c	λ_m
s	s ⁻¹	s ⁻¹	s ⁻¹	s ⁻¹		
0	0.268	13.747	0.266	0.1115	0.0070	122.269
3	0.260	13.543	0.259	0.1675	0.0063	79.8490
9	0.246	13.130	0.245	0.1759	0.0064	73.6360
15	0.234	12.723	0.232	0.1701	0.0067	73.7900
24	0.217	12.149	0.216	0.1581	0.0071	75.8450
33	0.204	11.662	0.203	0.1434	0.0077	80.3220
54	0.201	11.550	0.200	0.1159	0.0090	98.6800
70	0.202	11.554	0.200	0.1005	0.0101	113.935
85	0.202	11.558	0.199	0.0908	0.0111	126.351
88	0.202	11.564	0.200	0.0893	0.0112	128.472
90	0.203	11.629	0.201	0.0889	0.0113	129.826
91	0.204	11.654	0.202	0.0888	0.0113	130.307

Tabela II.3.6 - Resultados dos Grupamentos α , β e λ para Calor e para Massa

Tempo /60	b_L	h_L	\bar{b}	\bar{h}	$b_{\xi\delta}$	$h_{\xi\delta}$
s	m/s	W/m ²	m/s	W/m ²	m/s	W/m ²
0	7.398E-5	7017.08	--	--	--	--
3	11.26E-5	7887.93	2.209E-2	263.77	5.845E-2	552.65
9	12.07E-5	7992.60	2.184E-2	276.33	6.710E-2	489.85
15	11.90E-5	7820.94	2.158E-2	284.70	7.667E-2	519.16
24	11.36E-5	7469.25	2.120E-2	297.26	9.553E-2	590.33
33	10.55E-5	7021.26	2.085E-2	305.63	12.10E-2	690.82
54	8.553E-5	6012.24	2.073E-2	297.26	13.81E-2	711.75
70	7.409E-5	5363.29	2.070E-2	293.08	14.33E-2	665.70
85	6.682E-5	4898.55	2.068E-2	284.70	14.58E-2	594.52
88	6.573E-5	4823.19	2.068E-2	284.70	14.56E-2	581.96
90	6.520E-5	4785.51	2.073E-2	284.70	14.04E-2	556.84
91	6.502E-5	4772.95	2.074E-2	284.70	13.85E-2	548.47

Tabela II.3.7 - Resultados dos Coeficientes de Transferência de Calor e Massa

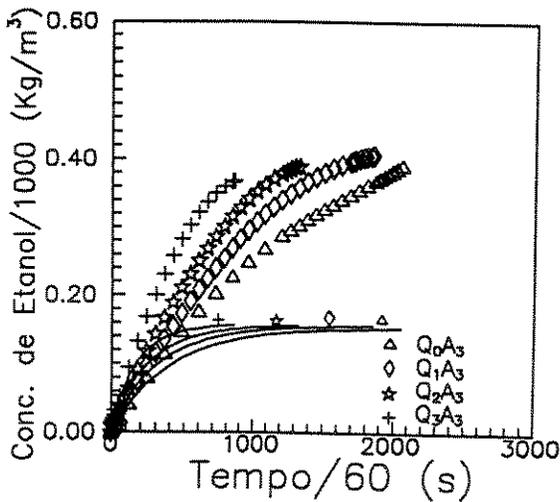
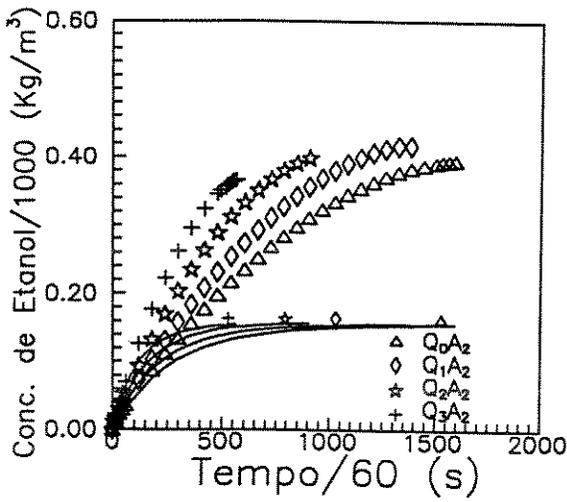
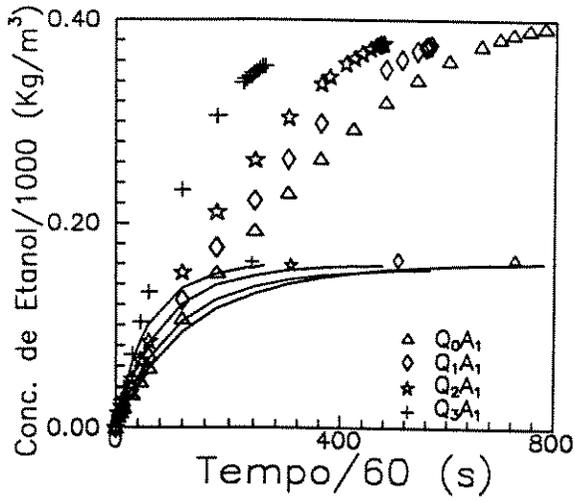
Tempo /60	\bar{T}_m	\bar{T}_s	\bar{C}_m	\bar{C}_s
s	°C	°C	Kg/m ³	Kg/m ³
0	--	--	--	--
3	54.72	48.35	0.693	0.687
9	58.12	55.84	0.734	0.728
15	59.73	58.12	0.777	0.771
24	61.60	60.44	0.835	0.829
33	62.90	61.77	0.885	0.879
54	64.22	62.74	0.905	0.900
70	64.11	62.69	0.910	0.907
85	63.38	62.24	0.914	0.911
88	63.18	62.11	0.914	0.911
90	63.03	62.00	0.908	0.906
91	62.98	61.96	0.906	0.903

Tabela II.3.8 - Resultados da Temperatura e da Concentração Média no Volume e no Tempo

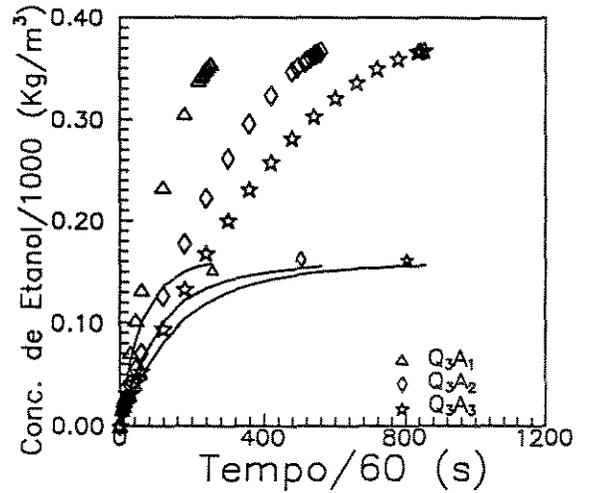
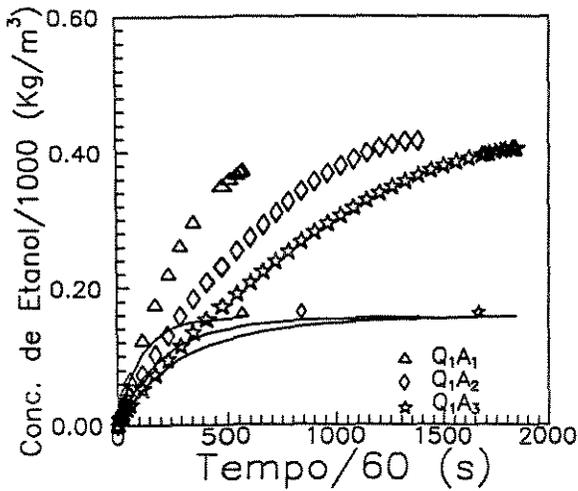
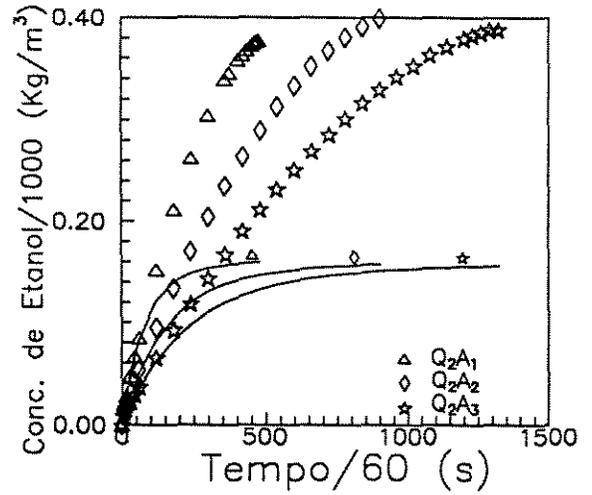
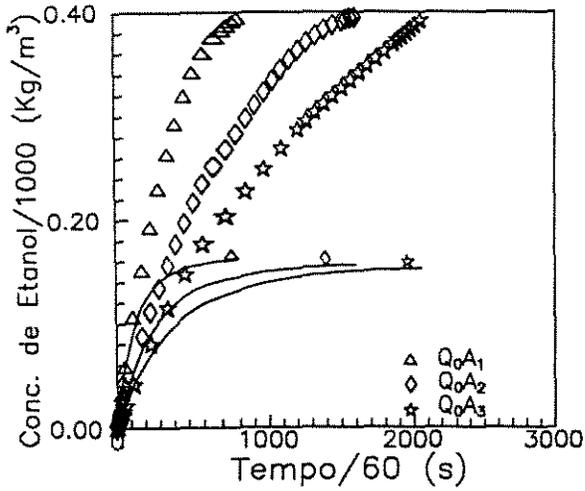
II.4 - Gráficos Combinados entre Experimentos

II.4.1 - Transferência de Massa Isotérmica

II.4.1.1 - Variando Vazão

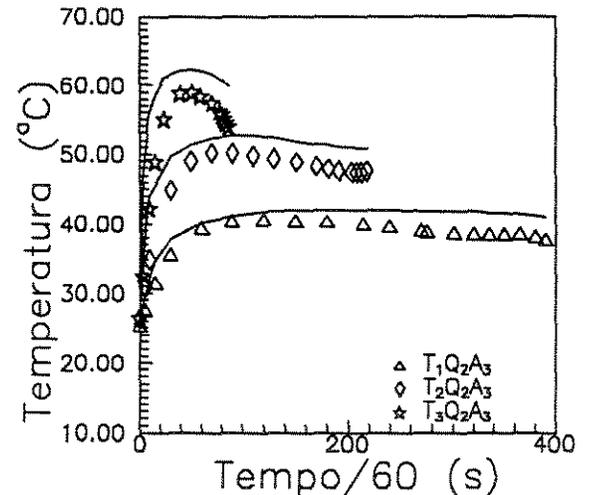
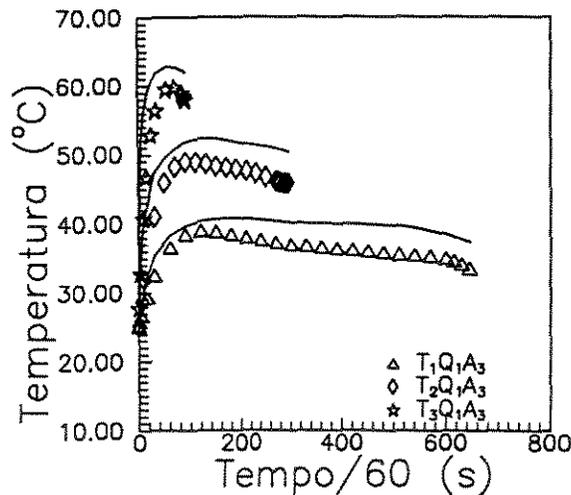
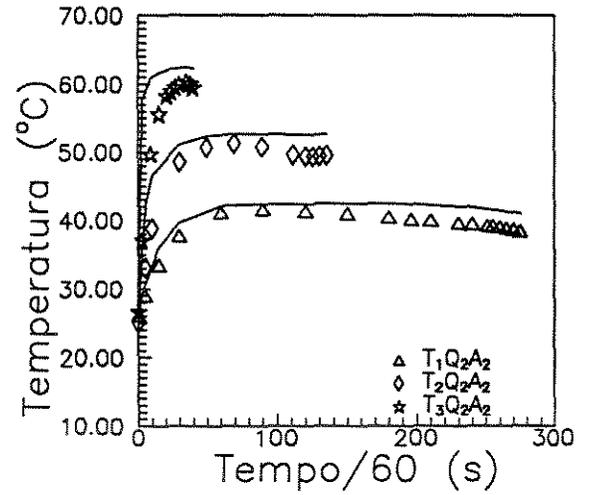
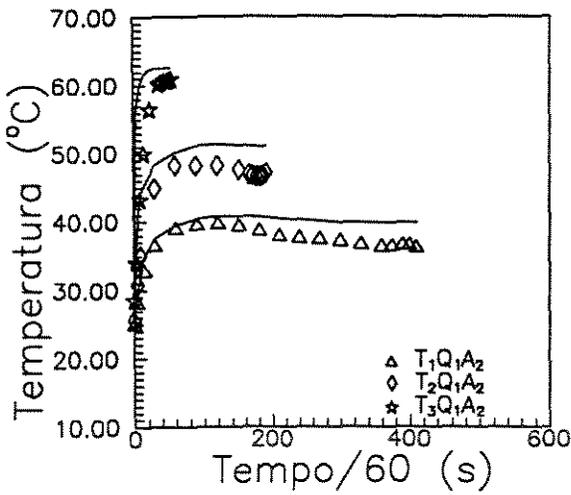
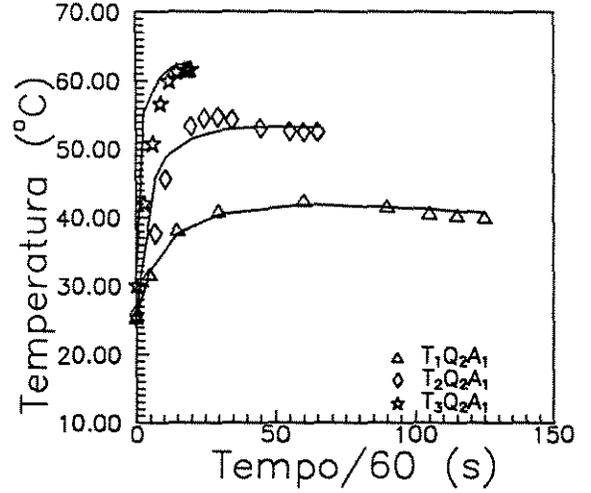
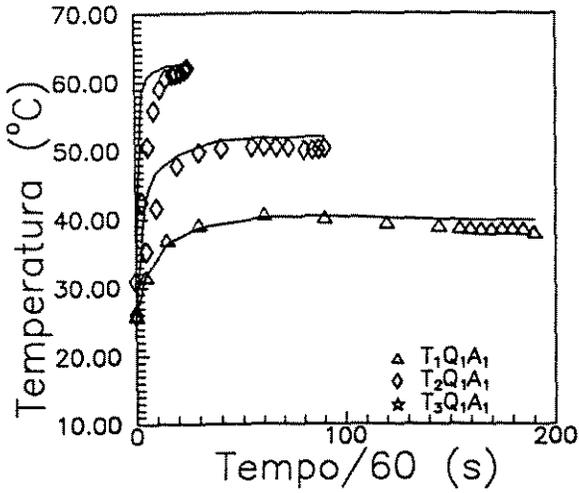


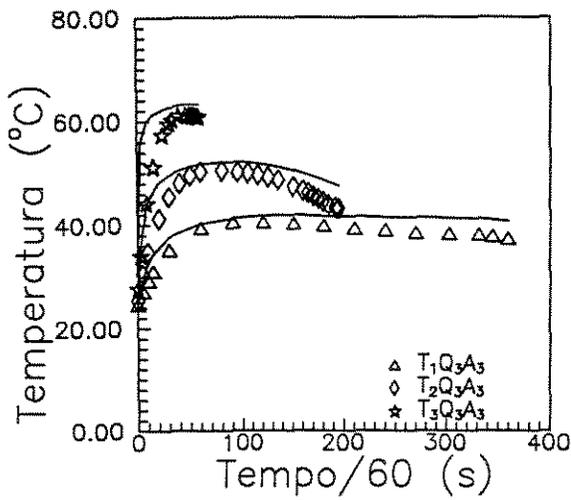
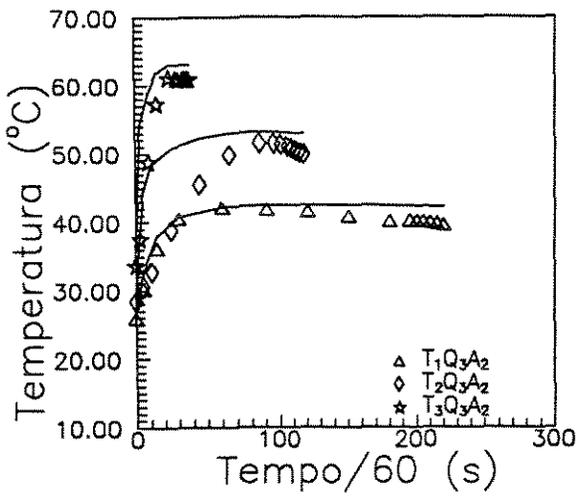
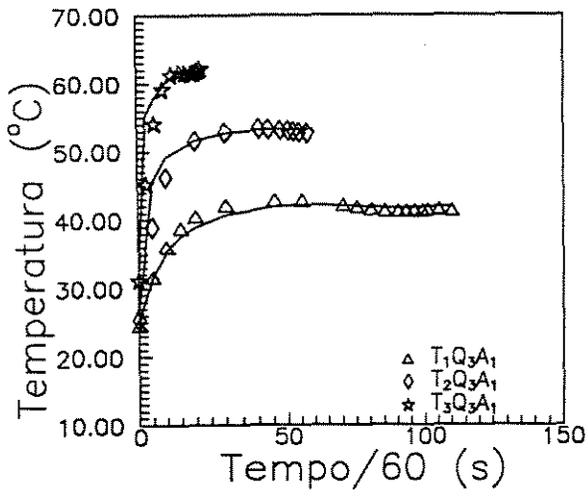
II.4.1.2 - Variando Altura



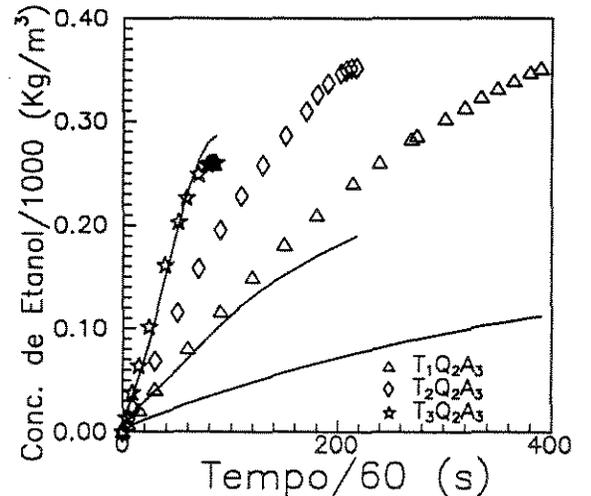
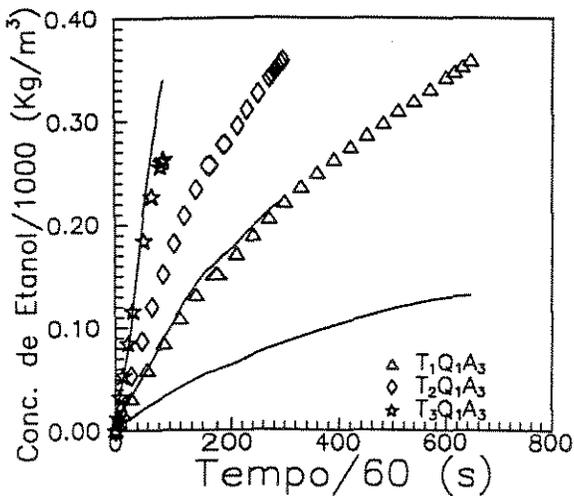
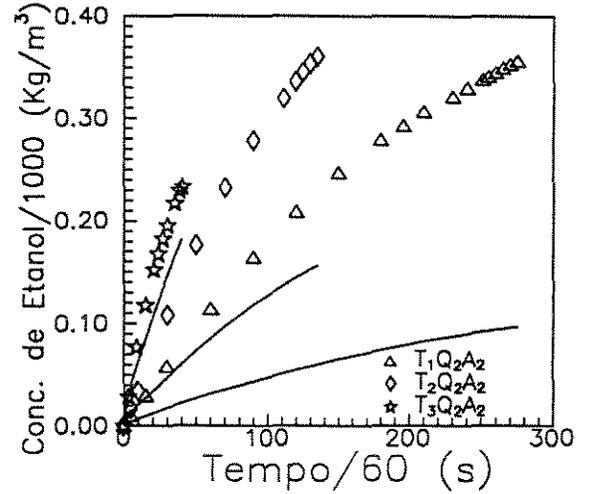
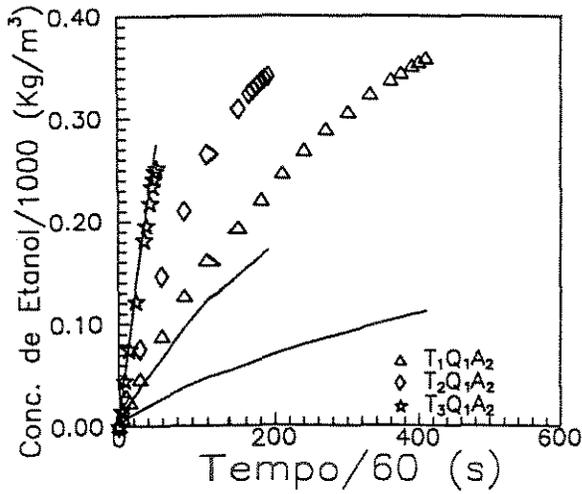
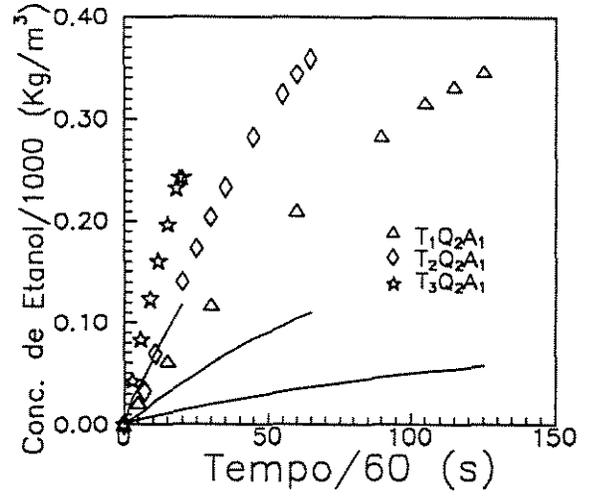
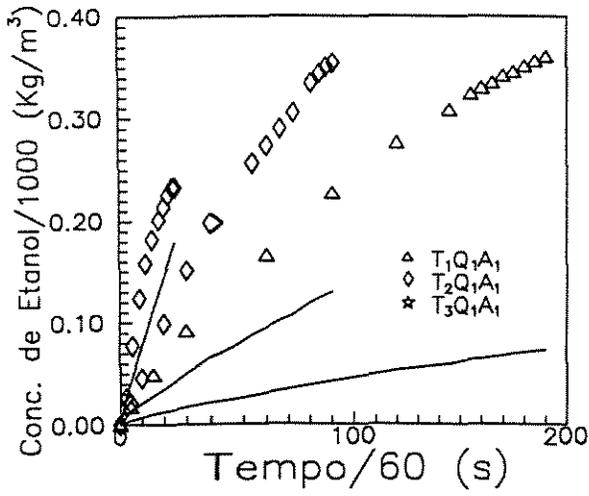
II.4.2 - Transferência Simultânea de Calor e Massa

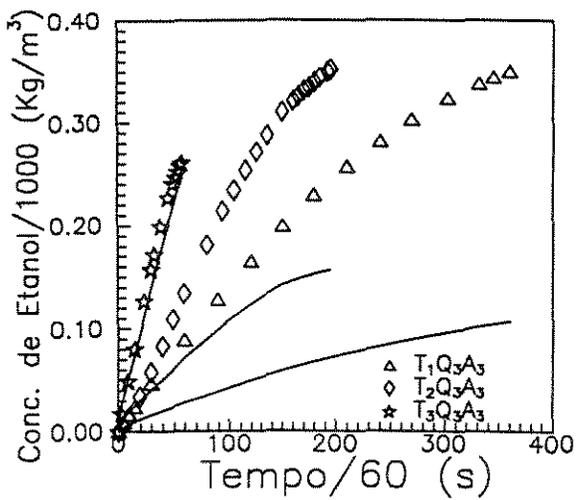
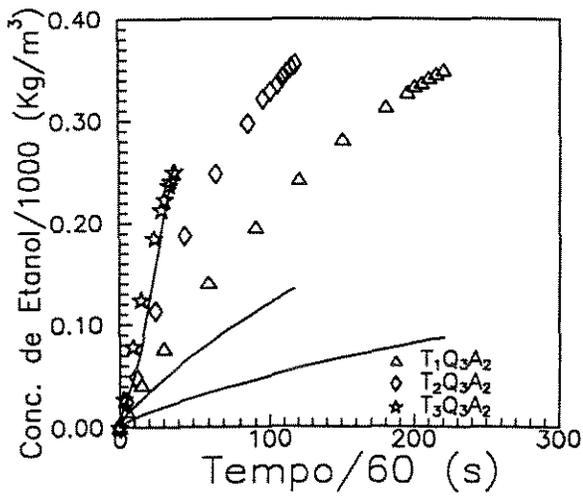
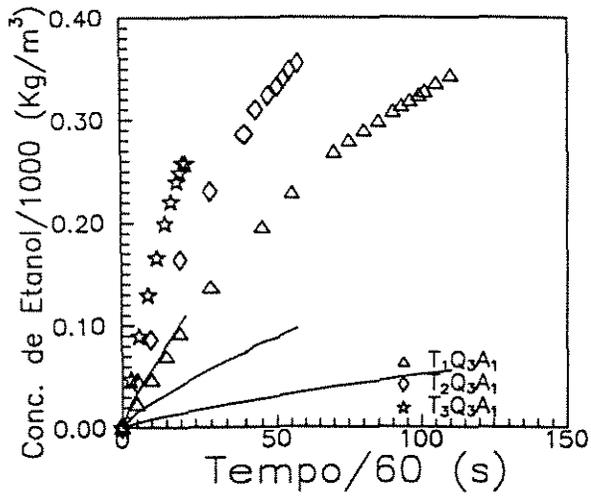
II.4.2.1.1 - Variando Temperatura (Temperatura)



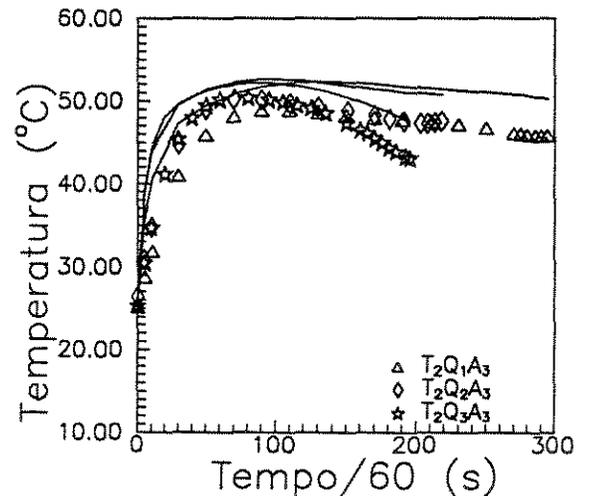
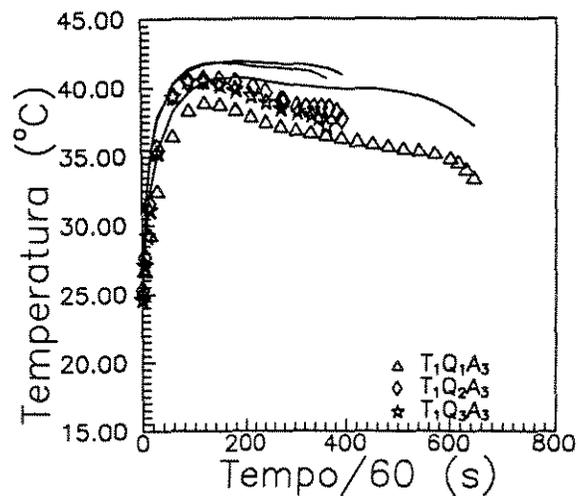
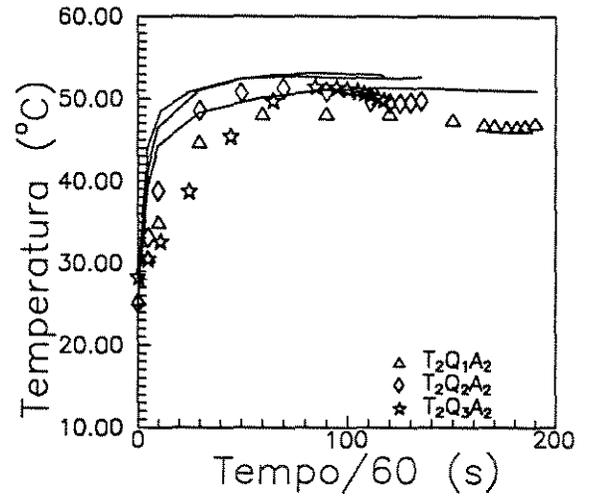
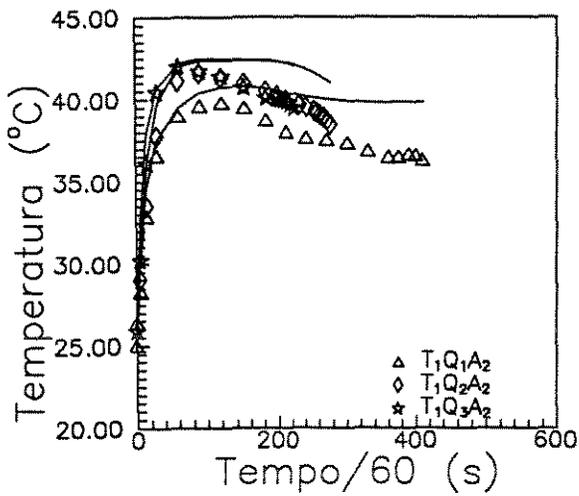
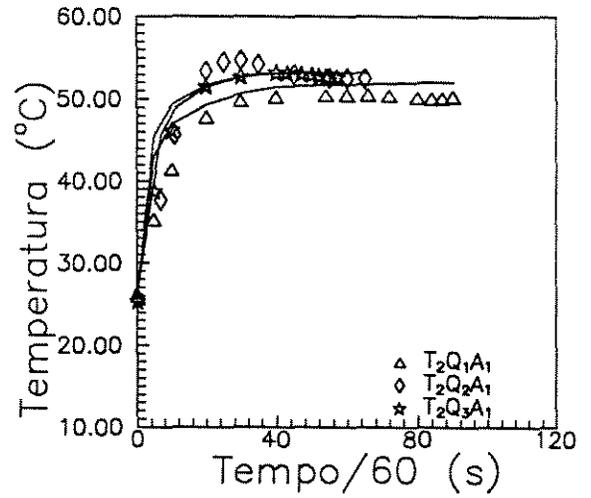
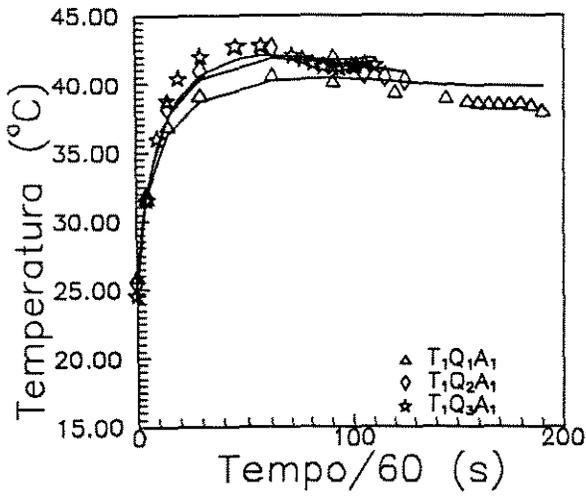


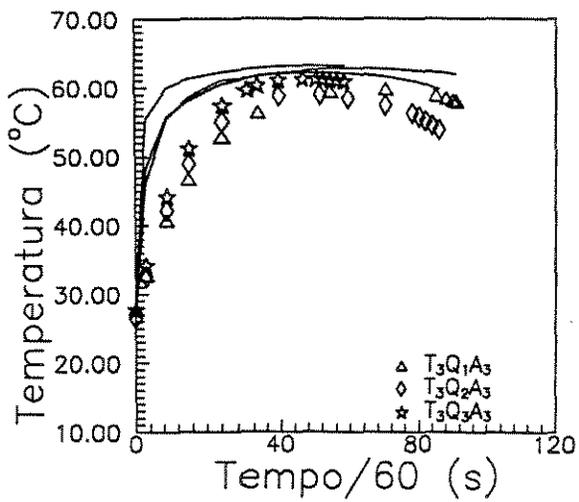
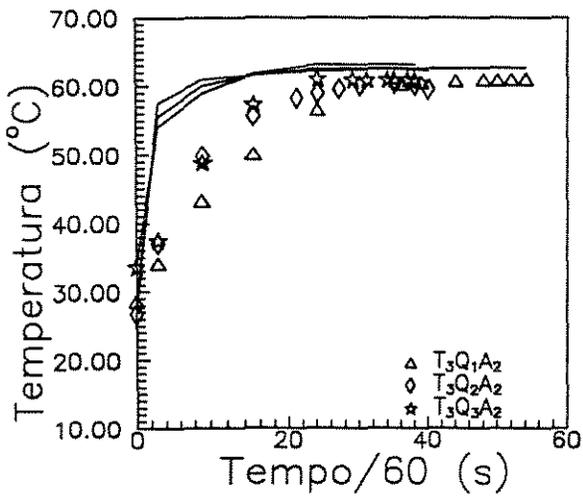
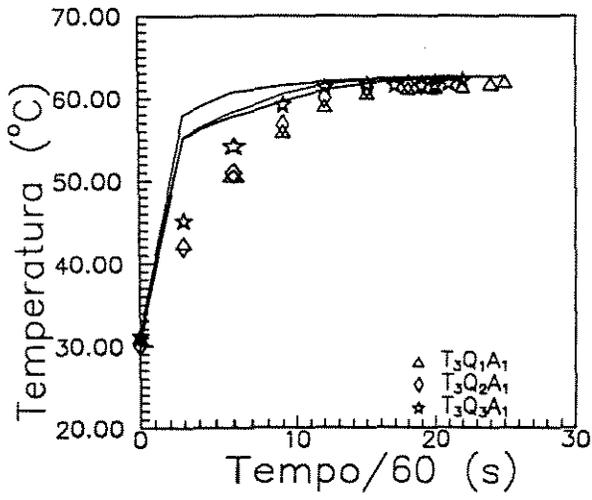
II.4.2.1.2 - Variando Temperatura (Concentração)



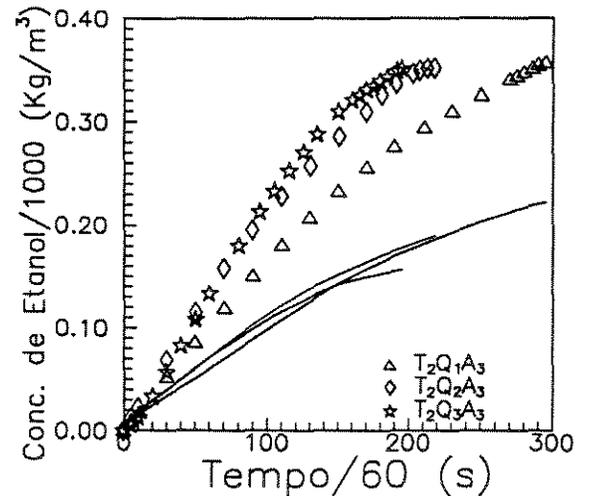
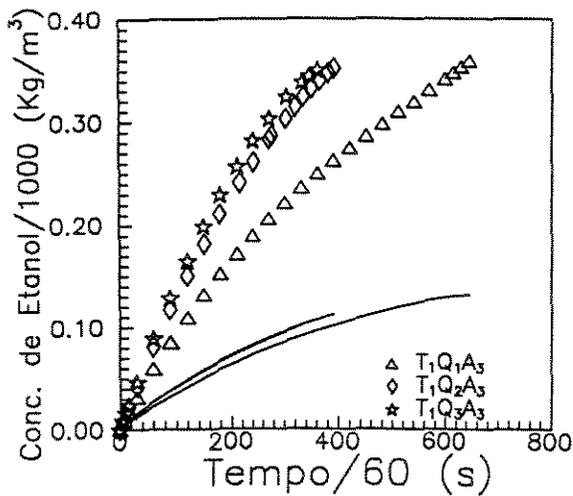
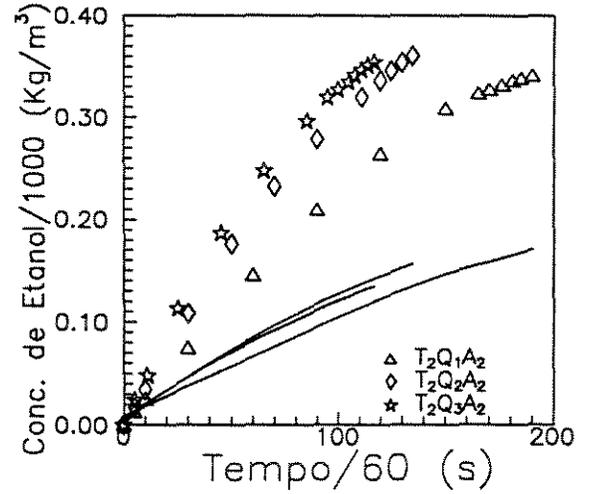
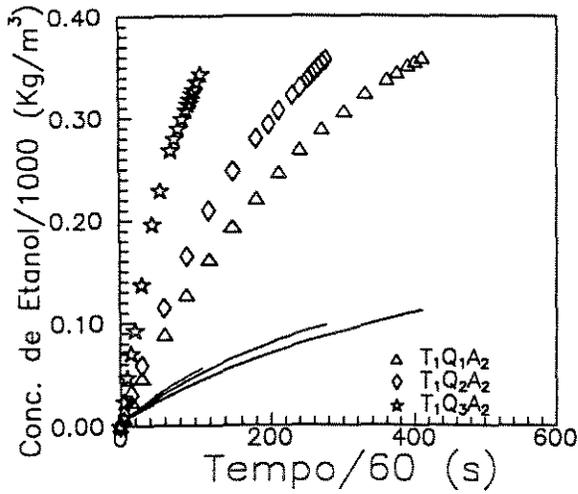
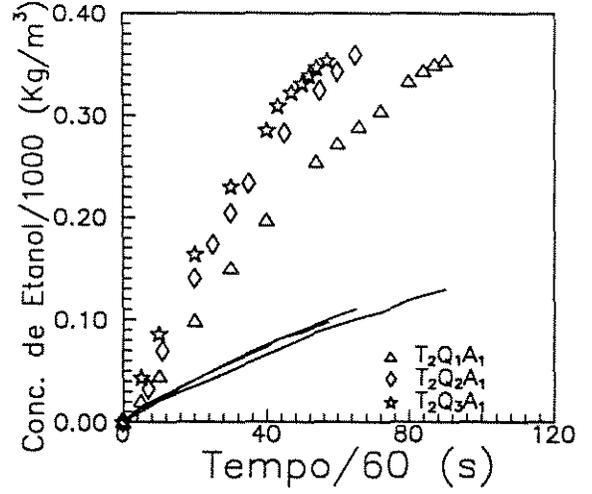
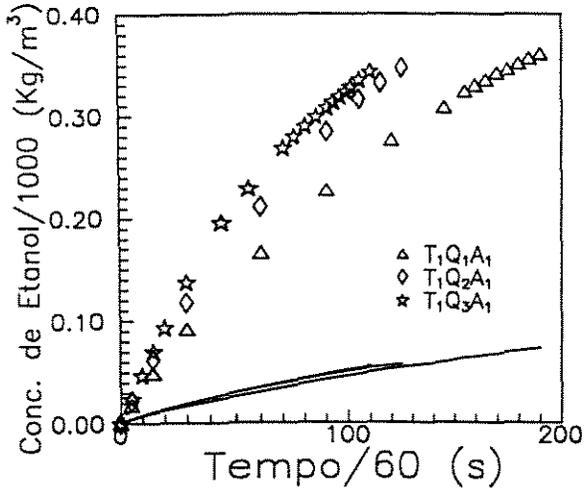


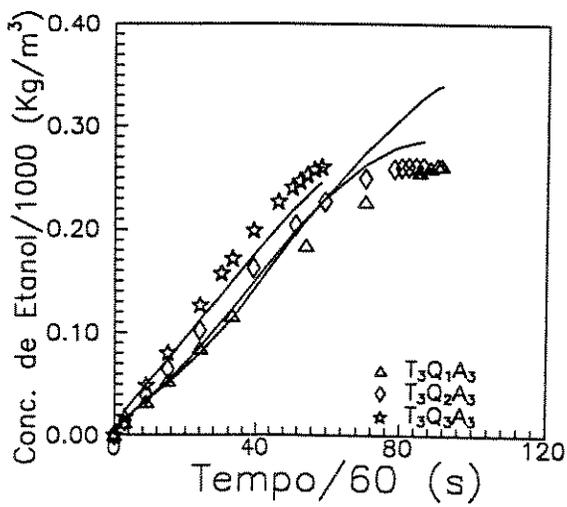
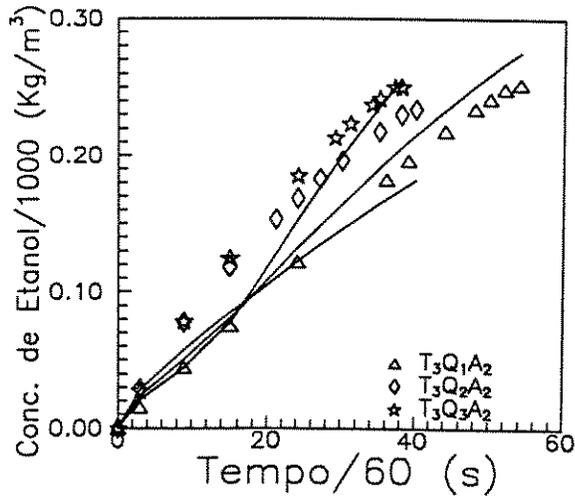
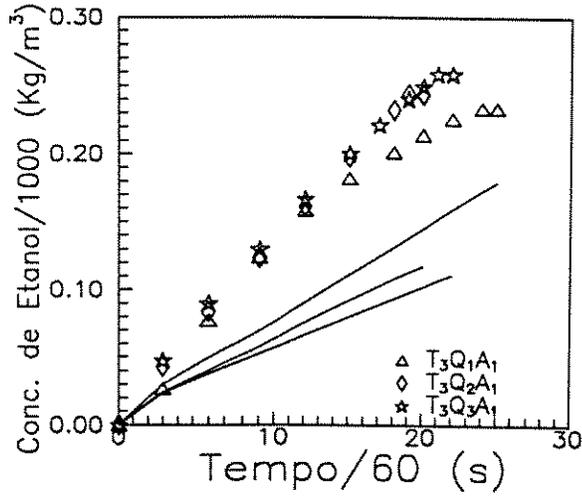
II.4.2.2.1 - Variando Vazão (Temperatura)



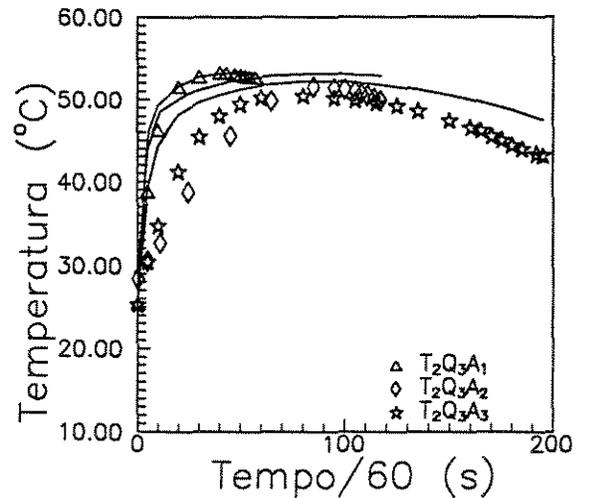
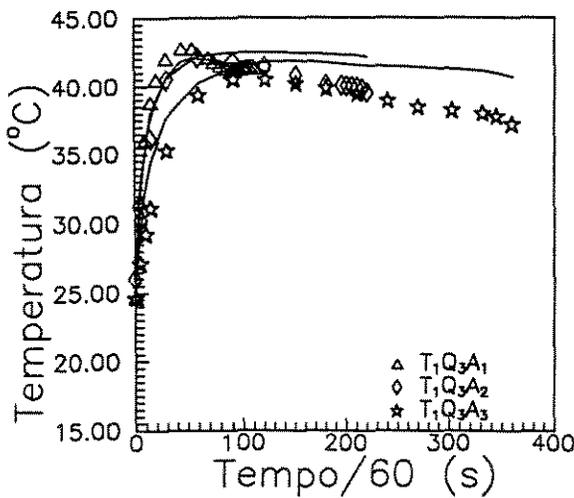
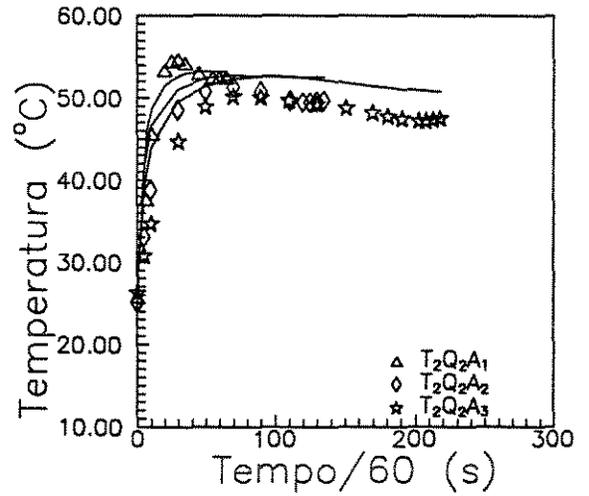
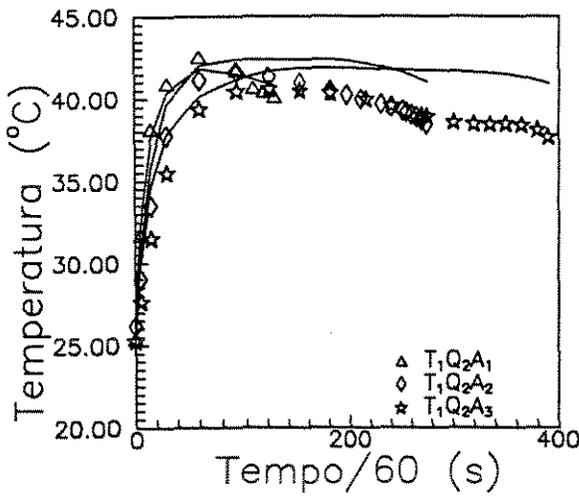
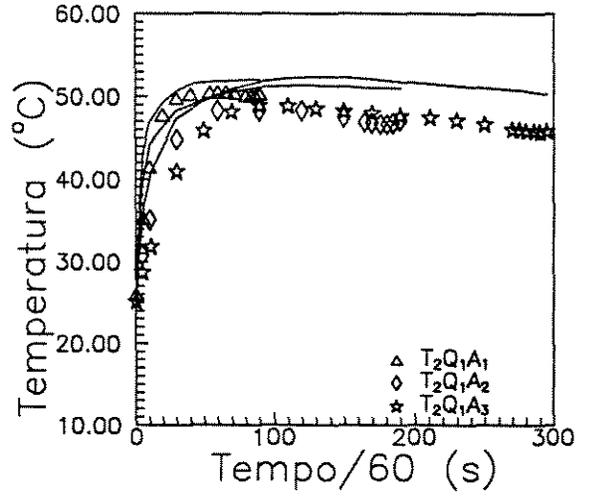
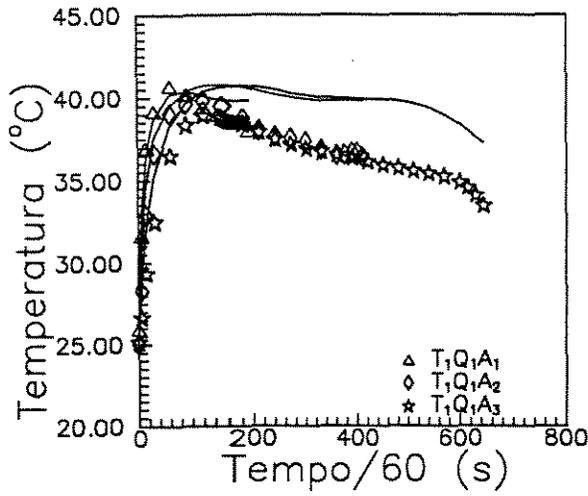


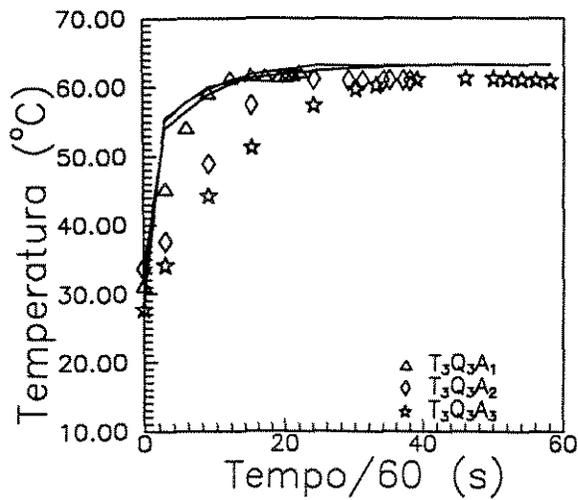
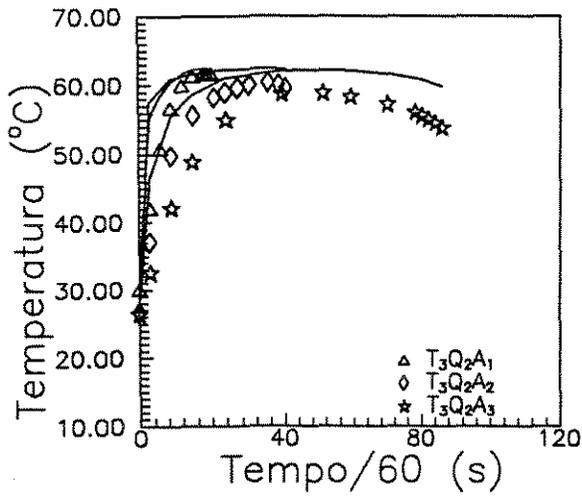
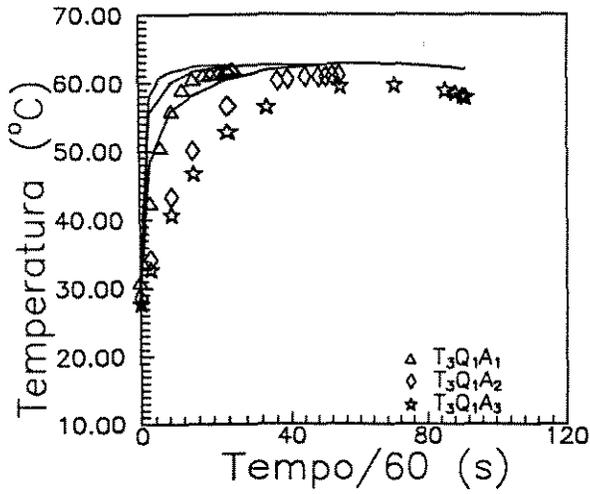
II.4.2.2.2 - Variando Vazão (Concentração)



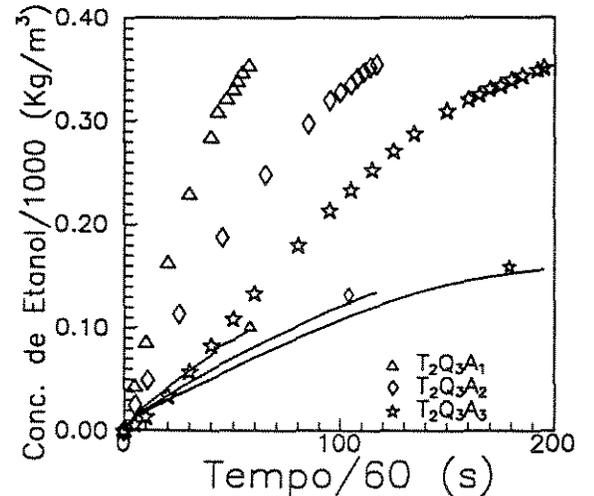
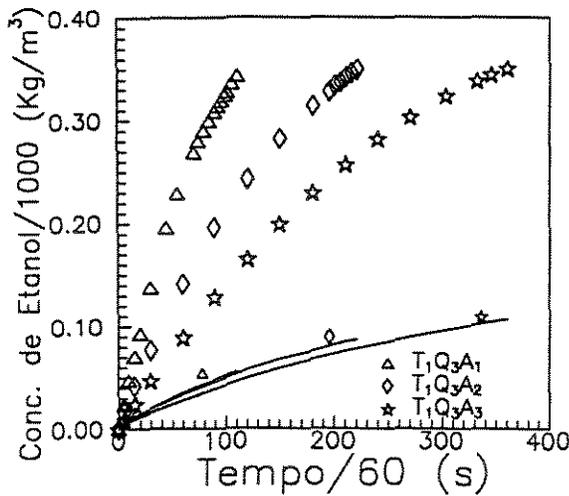
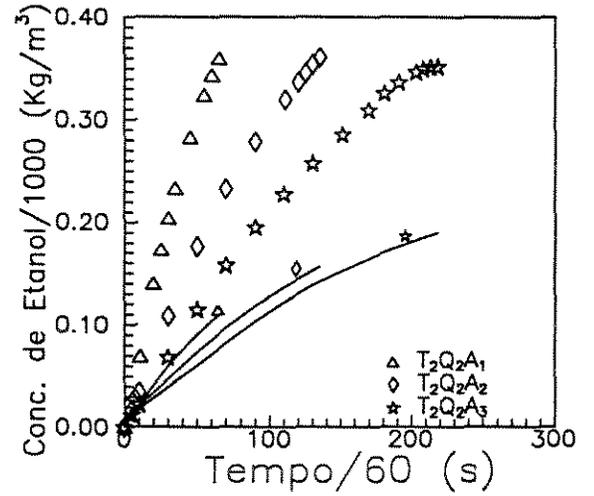
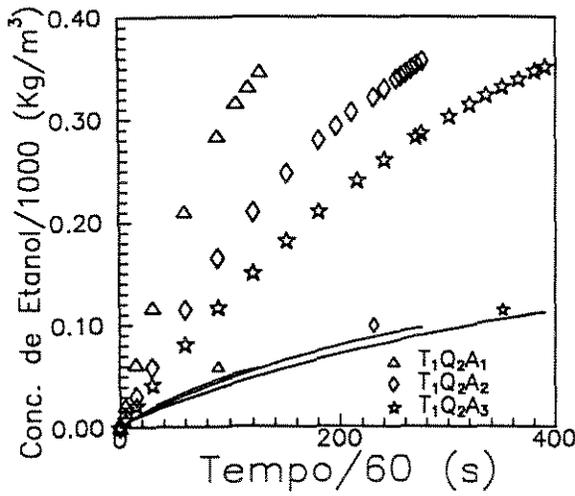
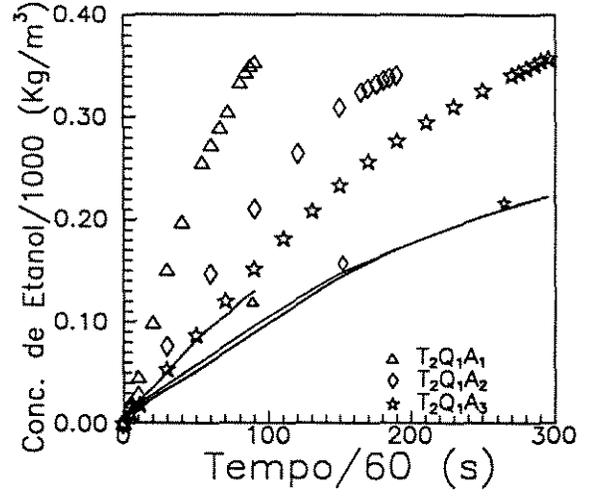
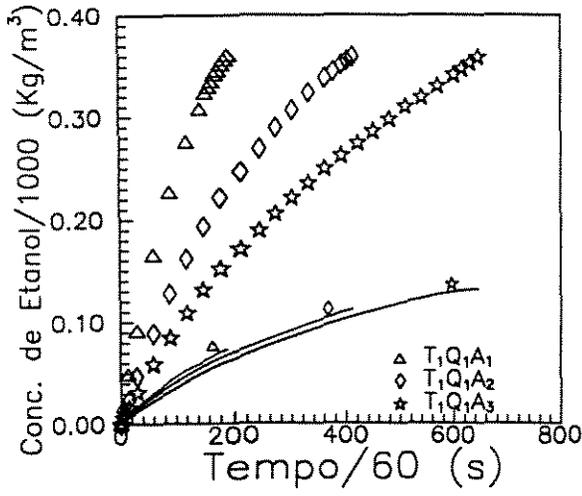


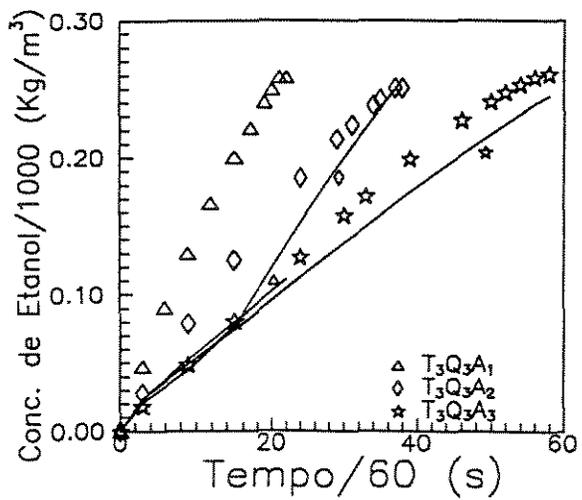
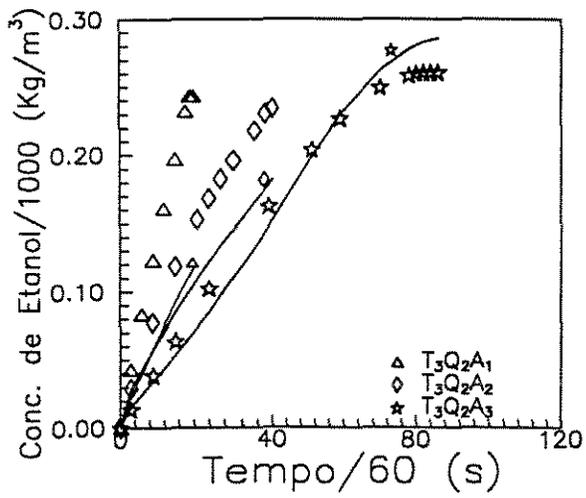
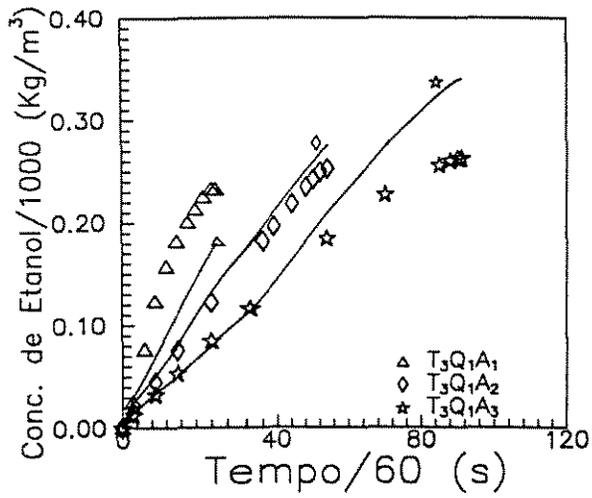
II.4.2.3.1 - Variando Altura (Temperatura)





II.4.2.3.2 - Variando Altura (Concentração)





ANEXO III - PROGRAMAS

III.1 - Processo de Absorção Isotérmico

III.1.1 - Nomenclatura

Subrotinas

CALX	- Concentração da mistura etanol-água no equilíbrio (base líquida)
CALXL	- Fração molar da mistura etanol-água
FATCOM	- Fator de compressibilidade da mistura etanol-água em estado gasoso
FUNC	- Massa transferida por bolha
PROPFC	- Propriedades da mistura líquida etanol-água
PROPFD	- Propriedades da mistura gasosa etanol-ar
ROVISC	- Coeficientes da massa específica e da viscosidade da mistura etanol-água
TEMRES	- Tempo de transferência da massa de etanol disponível na bolha

Variáveis

AA, BB, CC	- Coeficientes da altura experimental do fluido no borbulhador
A1	- Coeficiente de atividade do etanol
AC1, .. , AC3	- Auxiliares de impressão dos resultados
ALAMB	- Mesmo significado do λ para massa na nomenclatura geral
ALB	- Altura da coluna de fluido no borbulhador
ALFA	- Mesmo significado do α para massa na nomenclatura geral
AR, BR, CR	- Coeficientes da massa específica da mistura etanol-água
AUXCOR	- Fator de correção das temperaturas medidas pelos termopares
AUXTR	- Auxiliar para cálculo do tempo de transferência
AUXXE1, AUXXE2	- Auxiliar para cálculo da fração molar da fase líquida
AV, .. , EV	- Coeficientes da viscosidade da mistura etanol-água
BA, BA0, BA1	- Segundo coeficiente virial da água
BE, BE0, BE1	- Segundo coeficiente virial do etanol
BEA, BEA0, BEA1	- Segundo coeficiente virial da mistura etanol-água
BET	- Segundo coeficiente virial
BETA	- Mesmo significado de β para massa na nomenclatura geral
BFC	- Coeficiente de transferência de massa da fase contínua
BM, BN2, BO2	- Segundo coeficiente virial de mistura, nitrogênio e oxigênio
C(N), P(N)	- Vetores de dados para transformar mV em °C de termopar do tipo Ferro-Constantan
CA0, CA0G	- Concentração de etanol na bolha (base líquida e gasosa)
CAL, CALG	- Concentração de etanol na fase líquida (base líquida e gasosa)
CALE	- Concentração experimental de etanol na fase líquida
CE1, .. , CE7	- Coeficiente da concentração experimental
DETAG	- Difusividade da mistura etanol-água
DETAR	- Difusividade da mistura etanol-ar
FIET	- Coeficiente de fugacidade do etanol
FNB	- Frequência do número de bolhas
INT	- Número de termos máximo das séries
KT1, .. , KT4	- Auxiliares de impressão dos resultados
M01, .. , M12.DAD	- Banco de dados dos 12 experimentos
MPE01, .. , MPE12.DAT	- Banco de respostas dos 12 experimentos (perfil de concentração)
MPO01, .. , MPO12.DAT	- Banco de respostas dos 12 experimentos (propriedades das misturas)
NP	- Número de pontos para impressão dos resultados
NTF	- Tempo total do experimento em minuto

PI	- Pressão de vapor
PASSO	- Intervalo de tempo de integração
PC, PTC	- Pressão efetiva e total no cone
PCA, PCE, PCEA	- Pressão crítica (água, etanol e mistura etanol-água)
PMM	- Peso molecular da mistura
PMML	- Peso molecular da mistura etanol-água
PR	- Pressão no rotâmetro
PS, PTS	- Pressão efetiva e total no saturador
PVS	- Pressão de vapor do etanol
QAR, QET, QT	- Vazão volumétrica (ar, etanol e total)
QR	- Vazão no rotâmetro
R	- Constante universal dos gases
RB	- Raio da Bolha
ROAP, ROAR	- Massa específica (água e ar)
ROC, ROD	- Massa específica (fase contínua e dispersa)
ROET, RON2, ROO2	- Massa específica (etanol, nitrogênio e oxigênio)
TC	- Tempo parcial do experimento
TCAG, TCET, TCEA	- Temperatura crítica (água, etanol e mistura etanol-água)
TCB, TKB	- Temperatura no borbulhador (°C e K)
TCC, TKC	- Temperatura no cone (°C e K)
TCS, TKS	- Temperatura no saturador (°C e K)
TEQ, TKEQ	- Temperatura de equilíbrio (°C e K)
TF	- Tempo total do experimento em segundo
TGC(J), TMV(J)	- Vetor de temperaturas (°C e mV)
TMIN	- Tempo de modelagem em minuto
TRA, TRE, TREA	- Temperatura reduzida (água, etanol e mistura etanol-água)
TREB	- Tempo de residência da bolha
TRET, TRN2, TRO2	- Temperatura reduzida (etanol, nitrogênio e oxigênio)
TTB	- Tempo de transferência da bolha
VASC	- Velocidade de ascensão da bolha
VB	- Volume da bolha
VCA, VCE, VCEA	- Volume crítico (água, etanol e mistura etanol-água)
VESP	- Volume específico
VISC	- Viscosidade da mistura etanol-água
VMIST, VMISTO	- Volume específico da mistura
VOLIQQ	- Volume do líquido presente no borbulhador na forma gasosa
VTLB	- Volume total das bolhas presentes no borbulhador
W	- Percentagem em peso de etanol
WA, WE, WEA	- Fator acêntrico (água, etanol e mistura etanol-água)
WACM	- Massa de etanol, transferida acumulada
WBOT	- Massa de etanol disponível na bolha para transferência
WETB	- Massa de etanol presente numa bolha
WETTB	- Massa de etanol total transferida
WPB	- Massa de etanol transferida por bolha
XA, XE	- Fração molar (água e etanol)
XET	- Fração molar etanol na fase líquida correspondente ao equilíbrio
XETC	- Fração molar de etanol no equilíbrio
XKEA	- Fator da regra de mistura para temperatura crítica
YAR, YET	- Fração molar (ar e etanol)
Z	- Contador de apoio para impressão dos resultados
ZC	- Fator de compressibilidade
ZCA, ZCE, ZCEA	- Fator de compressibilidade (água, etanol e mistura etanol-água)

III.1.2 - Programa

```

*****
*
* PROGRAMA DE TRANSFERENCIA ISOTERMICA EM FORTRAN PARA IBM 3090
*
*****
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
DIMENSION TMV(4),TGC(4),P(43),C(43)
COMMON /B1/TCB,TEQ
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R
COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB
COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B5/DETAG,BFC,ROC,VISC
COMMON /B6/INT
COMMON /B7/FNB,AA,BB,CC
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B9/AV,BV,CV,DV,EV
COMMON /B10/AUXXE1,AUXXE2
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/ALFA,ALAMB,BETA
OPEN(UNIT=10,STATUS='UNKNOWN',FILE='/M12 DAD A')
OPEN(UNIT=20,FILE='/MPE12 DAT A')
OPEN(UNIT=21,FILE='/MPO12 DAT A')
CALL CPUTIME(ACCUMA,IRCODEA)
READ(10,*) (TMV(J),J = 1,4)
READ(10,*)PS,PR,PC,QR,INT
READ(10,*)TF
READ(10,*)AA,BB,CC
READ(10,*)CE1,CE2,CE3,CE4,CE5,CE6,CE7
READ(10,*)AUXXE1,AUXXE2,AUXTR,AUXCOR
READ(10,*)AC1,AC2,AC3,KT1,KT2,KT3,KT4
*
* TRANSFORMACAO DA FORCA ELETROMOTRIZ (MV) EM TEMPERATURA (C)
*
READ(10,*) (C(N),N = 1,43)
READ(10,*) (P(N),N = 1,43)
DO 30 J = 1,4
  DO 30 N = 1,43
    IF(TMV(J).LT.P(N)) THEN
      XV = (TMV(J)-P(N-1))/(P(N)-TMV(J))
      TGC(J) = (C(N) * XV+C(N-1))/(XV+1)
      IF(J.EQ.4)GO TO 40
    ENDIF
  30 CONTINUE
40 TCB = TGC(1) - AUXCOR
   TEQ = TGC(2) - AUXCOR
   TCC = TGC(3) - AUXCOR
   TCS = TGC(4) - AUXCOR
   TKB = TCB + 273.15
   R = 82.0567
*
* CALCULO DAS PROPRIEDADES DA FASE DISPERSA
*
TMIN = 0.
ALB = AA + BB * TMIN + CC * TMIN*TMIN
ROAP = 1.00142 - 8.822503E-5*TCB - 3.5625E-6*TCB**2
PTC = 760. + 0.73556*ROAP*ALB

```

```

CALL PROPFD(QT,QET,YET,BET,QAR,ROET,ROAR)
CALL ROVISC(TEQ)
CALL CALX(YET,BET)
FNB = 3*QT/(4*3.1416*RB**3)
NTF = TF/60
*
* IMPRESSAO DOS DADOS E DOS RESULTADOS NA TELA E BANCO DE DADOS
*
WRITE(20,210)
210 FORMAT(' ',20X,'** DADOS DE ENTRADA **')
WRITE(20,220)TMV(1),TCB,TMV(3),TCC,TMV(4),TCS,TMV(2),TEQ,PS,PR,PC
$,QR
220 FORMAT(' ',2X,TEMP. DO BORBULHADOR = 'F5.2,' MV = 'T38,
$F5.2,T44,' C'/' ',2X,TEMP. DO CONE = 'F5.2,' MV = ',
$T38,F5.2,T44,' C'/' ',2X,TEMP. DE SATURACAO = 'F5.2,
$' MV = 'T38,F5.2,T44,' C'/' ',2X,TEMP. DE EQUILIBRIO = ',
$F5.2,' MV = 'T38,F5.2,T44,' C'/' ',2X,
$PRESSAO DE SATURACAO = 'F5.2/' ',2X,PRESSAO DO ROTAMETRO = '
$,F5.2/' ',2X,PRESSAO MEDIA DA COLUNA = 'F5.2/' '
$,2X,'VAZAO DO ROTAMETRO =',F5.2//)
WRITE(20,230)
230 FORMAT(' ',2X,'VARIACAO DE ALTURA (CM) X TEMPO DE BORBULHAMENTO (M
$IN)')
WRITE(20,235)AA,BB,CC
235 FORMAT(' ',2X,'AA = 'E8.2/' ',2X,'BB = 'E8.2/' ',2X,
$CC = 'E8.2//)
WRITE(20,231)
231 FORMAT(' ',2X,'CONC. DE ETANOL (G/CM3) X TEMPO DE BORBULHAMENTO (M
$IN)')
WRITE(20,232)CE1,CE2,CE3,CE4,CE5,CE6,CE7
232 FORMAT(' ',2X,'CE1 = 'E8.2/' ',2X,'CE2 = 'E8.2/' ',2X,
$'CE3 = 'E8.2/' ',2X,'CE4 = 'E8.2/' ',2X,'CE5 = ',
$E8.2/' ',2X,'CE6 = 'E8.2/' ',2X,'CE7 = 'E8.2//)
WRITE(20,245)
245 FORMAT(' ',20X,'** DADOS DE CONTROLE **')
WRITE(20,250)NTF
250 FORMAT(' ',2X,TEMPO DA CORRIDA = ',I7//)
WRITE(20,260)
260 FORMAT(' ',20X,'** DADOS DA FASE DISPERSA **')
WRITE(20,270)TEQ,RB,QT,QET,QAR,ROET,ROAR,ROD,VASC,YET,XET,CA0,FNB
$,VB,WETB,DETAR
270 FORMAT(' ',2X,TEMP. DE EQUILIBRIO = 'F5.2/' ',2X,
$RAIO DA BOLHA = 'F5.4/' ',2X,'VAZAO TOTAL = '
$,F6.3/' ',2X,'VAZAO DE ETANOL = 'F5.3/' ',2X,
$VAZAO DE AR = 'F6.3/' ',2X,
$MASSA ESPECIFICA DO ETANOL = 'E9.3/' ',2X,
$MASSA ESPECIFICA DO AR = 'E9.3/' ',2X,
$MASSA ESPECIFICA DA MISTURA = 'E9.3/' '
$,2X,VELOC. DE ASCENCAO = 'F6.3/' ',2X,
$FRAC MOL ETAN BOLHA = 'F5.4/' ',2X,FRAC MOL ETAN LIQ.= ',
$F5.4/' ',2X,'CONC ET BOLHA - CA0 = 'F7.6/' ',2X,
$FREQ. DAS BOLHAS = 'F7.3/' ',2X,'VOLUME DA BOLHA = ',
$E9.3/' ',2X,'MASSA ETANOL POR BOLHA = 'E9.3/' ',2X,
$DIFUSIVIDADE ETANOL X AR = 'E9.3/////))
WRITE(20,280)
280 FORMAT(' ',20X,'** DADOS DA FASE CONTINUA PERFIL **')
WRITE(20,290)
290 FORMAT(' ',T4,TEMPO',T14,TTRANS',T25,'WPB',T35,'WETTB',T47,
$WBOT',T57,'CAL',T65,'CALE',/T5,'MIN',T16,'s',T26,'g',T37,

```

```

$'g',T48,'g',T56,'g/cm3',T65,'g/cm3'/)
WRITE(21,281)
281 FORMAT(' ',20X,'** DADOS DA FASE CONTINUA PROPRIEDADES **')
WRITE(21,291)
291 FORMAT(' ',T4,'TEMPO',T14,'DETAG',T25,'BFC',T35,'ROC',T43,
$'VISC',T50,'ALT',T57,'TREB'/T5,'MIN',T14,'cm2/s',T25,'cm/s'
$,T34,'g/cm3',T44,'cp',T51,'cm',T59,'s'/)
*
*
TTB = 0.
CALG = 0.
CAL = 0.
CALE = 0.
XE = 0.
XN = 0
WETTB = 0.
WACM = 0.
SOMAX = 0.
W = 0.
TMIN = 0.
TC = 0.
ALB = AA + BB * TMIN + CC * TMIN*TMIN
ROAP = 1.00142 - 8.822503E-5*TCB - 3.5625E-6*TCB**2
PTC = 760. + 0.73556*ROAP*ALB
TREB = ALB/VASC
CALL ROVISC(TCB)
CALL PROPC(XE,CAL)
WRITE(*,300)TMIN,TTB,WPB,WETTB,WBOT,CAL,CALE
WRITE(20,300)TMIN,TTB,WPB,WETTB,WBOT,CAL,CALE
WRITE(21,301)TMIN,DETAG,BFC,ROC,VISC,ALB,TREB
TTB = 0.00001
CALL TEMRES(TTB,CAL,CALG,WBOT)
50 CONTINUE
CALL FUNC(XE,CAL,CALG,TMIN,TTB,WBOT)
VTLB = VB*FNB*TREB
PMML = XE*46.069 + (1-XE)*18.016
CALL FATCOM(XE,TkB,ZC)
PTC = 760. + 0.73556*ROC*ALB
VOLIQQ=ZC*R*TKB*(3.1416*4.5*4.5*ALB-VTLB)*ROC/(PMML*PTC/760.)
CALG = WACM/VOLIQQ
PASSO = TTB
TC = TC + PASSO
TMIN = TC/60.
WETTB = WPB*FNB*PASSO
WACM = WACM + WETTB
CAL = WACM/(3.1416*4.5*4.5*ALB - VB*FNB*TREB)
IF(CALE.GE.AC3)GO TO 90
IF(CALE.GE.AC2.AND.CALE.LT.AC3)GO TO 91
IF(CALE.GE.AC1.AND.CALE.LT.AC2)GO TO 92
NP = KT1
GO TO 93
92 NP = KT2
GO TO 93
91 NP = KT3
GO TO 93
90 NP = KT4
93 Z = Z + PASSO/60.
IF(Z.GE.NP)CALE = CE1 + CE2*TMIN + CE3*TMIN**2 + CE4*TMIN**3
$ + CE5*TMIN**4 + CE6*TMIN**5 + CE7*TMIN**6

```

```

IF(Z.GE.NP)WRITE(*,300)TMIN,TTB,WPB,WETTB,WBOT,CAL,CALE
IF(Z.GE.NP)WRITE(20,300)TMIN,TTB,WPB,WETTB,WBOT,CAL,CALE
IF(Z.GE.NP)WRITE(21,301)TMIN,DETAG,BFC,ROC,VISC,ALB,TREB
IF(Z.GE.NP)Z=0
300 FORMAT(' ',T1,F8.2,T11,E9.3,T22,E9.3,T33,E9.3,T44,E9.3,T55,
$F7.5,T64,F7.5)
301 FORMAT(' ',T1,F8.2,T11,E9.3,T22,E9.3,T33,F6.4,T41,F7.4,T50,
$F4.1,T57,F5.3)
IF(TC.GE.TF)GO TO 60
IF(TTB.GE.TREB)GO TO 61
GO TO 50
61 PASSO = TREB
GO TO 50
60 WRITE(20,300)TMIN,TTB,WPB,WETTB,WBOT,CAL,CALE
WRITE(21,301)TMIN,DETAG,BFC,ROC,VISC,ALB,TREB
CALL CPUTIME(ACCUMB,IRCODEB)
USEDTIME = ACCUMB - ACCUMA
WRITE(*,500)USEDTIME
WRITE(20,500)USEDTIME
500 FORMAT(/, 32H TEMPO DE CPU EM MICROSEGUNDOS =,F30.1)
CLOSE(10)
CLOSE(20)
CLOSE(21)
STOP
END

```

*

```

SUBROUTINE FUNC(XE,CAL,CALG,T,TTB,WBOT)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCB,TEQ
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R
COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB
COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B5/DETAG,BFC,ROC,VISC
COMMON /B6/INT
COMMON /B7/FNB,AA,BB,CC
COMMON /B12/ALFA,ALAMB,BETA
ALB = AA + BB * T + CC * T*T
TREB = ALB/VASC
CALL PROPFC(XE,CAL)
IF(TTB.GE.TREB)GO TO 11
CALL TEMRES(TTB,CAL,CALG,WBOT)
GO TO 12
11 TTB = TREB
12 AUX1 = 8*3.1416*RB*DETAR/(1+ALAMB)
AUX2 = EXP(-BETA*TTB)
SOMAP1=0.
SOMAA1=0.
SOMAP2=0.
SOMAA2=0.
WAUX=0.
PER = 0.
DPER = 0.
DO 20 I = 1,INT
SOMAA1 = SOMAP1
SOMAA2 = SOMAP2
AUX3 = I*I*ALFA*TTB
TAUX3 = 1.0
IF(AUX3.LE.85)TAUX3 = 1.0 - EXP(-AUX3)

```

```

SOMAP1=SOMAA1+(ALAMB/(I*I*ALFA-BETA))*(1-AUX2)
SOMAP2=SOMAA2+(1-ALAMB*BETA/(I*I*ALFA-BETA))*(TAUX3)/(I*I*ALFA)
IF(PER.LE.1..AND.PER.NE.0.)GO TO 24
WPB = (CA0-CAL)*AUX1*(SOMAP1 + SOMAP2)
DPER = WPB - WAUX
IF(WAUX.EQ.0.)GO TO 20
PER = DPER*100./WAUX
WAUX = WPB
20 CONTINUE
24 IF(WPB.GE.WBOT)WPB = WBOT
RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE FATCOM(XE,TkB,ZC)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R
XKEA = 0.0
TCET = 513.9
PCE = 61.4
VCE = 167.1
ZCE = 0.24
WE = 0.644
TCAG = 647.3
PCA = 221.2
VCA = 57.1
ZCA = 0.235
WA = 0.344
TRE = TKB/TCET
TRA = TKB/TCAG
WEA = (WE + WA)/2.
ZCEA = (ZCE + ZCA)/2.
VCEA = ((VCE**(1./3.) + VCA**(1./3.))/2.)**3.
TCEA = ((TCET*TCAG)**(1/2))*(1 - XKEA)
PCEA = ZCEA*R*TCEA/VCEA
TREA = TKB/TCEA
BE0 = 0.1445 - 0.33/TRE - 0.1385/(TRE**2) - 0.0121/(TRE**3)
$ - 0.000607/(TRE**8)
BE1 = 0.0637 + 0.331/(TRE**2) - 0.423/(TRE**3) - 0.008/(TRE**8)
BE = (R*TCET/PCE)*(BE0 + WE*BE1 + 0.0878/TRE**6 - 0.0572/TRE**8)
BA0 = 0.1445 - 0.33/TRA - 0.1385/(TRA**2) - 0.0121/(TRA**3)
$ - 0.000607/(TRA**8)
BA1 = 0.0637 + 0.331/(TRA**2) - 0.423/(TRA**3) - 0.008/(TRA**8)
BA = (R*TCAG/PCA)*(BA0 + WA*BA1 + 0.0878/TRA**6 - 0.0572/TRA**8)
BEA0 = 0.1445 - 0.33/TREA - 0.1385/(TREA**2) - 0.0121/(TREA**3)
$ - 0.000607/(TREA**8)
BEA1 = 0.0637 + 0.331/(TREA**2) - 0.423/(TREA**3) - 0.008/TREA**8
BEA = (R*TCEA/PCEA)*(BEA0 + WEA*BEA1 + 0.0878/TREA**6
$ - 0.0572/TREA**8)
BM = XE*XE*BE + 2*XE*(1-XE)*BEA + (1-XE)*(1-XE)*BA
ZC = 1 + BM*(PTC/760.)/(R*TKB)
RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE PROPFD(QT,QET,YET,BET,QAR,ROET,ROAR)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCB,TEQ
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R

```

```

COMMON /B3/ROD, RB, DETAR, VASC, VB, WETB
COMMON /B4/ALB, TREB, XET, CA0, WPB, SOMA, CA0G
COMMON /B5/DETAG, BFC, ROC, VISC
TKS = 273.15 + TCS
TKC = 273.15 + TCC
PVS = EXP(18.9118-3803.98/(TKS-41.68))
PTS = 760 + PS
PTC = 760 + PC
YET = PVS/PTS
YAR = 1 - YET
QAR = QR*(1000./60.)*(PR+760.)/760.
QET = (YET/YAR)*QAR
QT = QAR + QET
RB = 0.05853825*(QT**0.4)
VB = (4/3)*3.1416*RB**3
VASC = 31.44907*(RB**0.5)
TRET = TKC/513.9
BET = 695.8915*(0.1445-0.33/TRET-0.1385/TRET**2-0.0121/TRET**3-0.
$ 000607/TRET**8.+0.644*(0.0637+0.331/TRET**2-0.423/TRET**3-0.008/T
$ RET**8.)+0.0878/TRET**6-0.0572/TRET**8)
ROET = 46.069*(PTC/760)/(82.0567*TKC+BET*(PTC/760))
TRN2 = TKC/126.2
BN2 = 309.5180*(0.1445-0.33/TRN2-0.1385/TRN2**2-0.0121/TRN2**3-0.
$ 000607/TRN2**8.+0.039*(0.0637+0.331/TRN2**2-0.423/TRN2**3-0.008/T
$ RN2**8))
RON2 = 28.013*(PTC/760)/(82.0567*TKC+BN2*(PTC/760))
TRO2 = TKC/154.6
BO2 = 255.0404*(0.1445-0.33/TRO2-0.1385/TRO2**2-0.0121/TRO2**3-0.
$ 000607/TRO2**8.+0.025*(0.0637+0.331/TRO2**2-0.423/TRO2**3-0.008/T
$ RO2**8))
ROO2 = 31.999*(PTC/760)/(82.0567*TKC+BO2*(PTC/760))
ROAR = 0.79*RON2+0.21*ROO2
ROD = YAR*ROAR+YET*ROET
WETB = (46.069/28.85)*ROD*VB/((46.069/28.85)+(1/YET)-1)
DETAR = 0.105*((TKC/273.15)**1.77)
CA0G = WETB/VB
RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE ROVISC(TEMP)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B8/AR, BR, CR
COMMON /B9/AV, BV, CV, DV, EV
AR = 0.998569-3.33071E-5*TEMP-3.82438E-6*TEMP**2
BR = -0.000804568-1.91461E-5*TEMP+7.43438E-8*TEMP**2
CR = -1.07916E-5+6.11305E-8*TEMP
AV = 0.538202+0.0547054*TEMP-0.0015354*TEMP**2
BV = 0.186172-0.0114471*TEMP+0.00020593*TEMP**2
CV = 0.00491252-0.000203486*TEMP+2.5948E-006*TEMP**2
DV = -0.000211865+1.14719E-005*TEMP-1.89038E-007*TEMP**2
EV = 1.68523E-006-1.00114E-007*TEMP+1.76516E-009*TEMP**2
RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE PROPPFC(XE,CAL)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCB, TEQ

```

```

COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB
COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B5/DETAG,BFC,ROC,VISC
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B9/AV,BV,CV,DV,EV
COMMON /B12/ALFA,ALAMB,BETA
CALL CALXL(XE,CAL)
W = 100*XE*46.069/(XE*46.069+(1-XE)*18.016)
ROC = AR + BR*W + CR*W*W
VISC = AV + BV*W + CV*W*W + DV*W*W*W + EV*W*W*W*W
DETAG = (1.2512-7.31583*XE+20.4361*XE*XE-23.7023*XE*XE*XE+13.7
$ 372*XE*XE*XE*XE-3.18798*XE*XE*XE*XE*XE)*0.00001
BFC = 0.31*((ROC-ROD)*(VISC/100.)*981/(ROC*ROC))**(1./3.)/((VISC/
$ 100.)/(ROC*DETAG))**(2./3.)
ALFA=3.1416**2*DETAR/RB**2
ALAMB=2*DETAR/(BFC*RB)
BETA=ALFA/(1+ALAMB)
RETURN
END

```

*

```

*****

```

```

SUBROUTINE CALX(YET,BET)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCB,TEQ
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R
COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB
COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B5/DETAG,BFC,ROC,VISC
COMMON /B8/AR,BR,CR
TKEQ = 273.15 + TEQ
P1 = EXP(18.9118 - 3803.98/(TKEQ - 41.68))

```

*

```

* EQUACAO DE MARGULES

```

*

```

A1 = 0.069773 * TEQ + 2.31117
FIET = EXP(BET*(P1/760.)/(R*TKEQ))
XETC = YET*PTC/(FIET*A1*P1)

```

*

```

* CALCULO DA CONCENTRACAO

```

*

```

XE = XETC
XA = 1 - XE
W = 100*XE*46.069/(XE*46.069+(1-XE)*18.016)
ROC = AR + BR*W + CR*W*W
VESP = 1/ROC
PMM = XE*46.069 + XA*18.016
VMIST0 = VESP * PMM
CE = XE*46.069/VMIST0
CA0 = CE
XET = XE
RETURN
END

```

*

```

*****

```

```

SUBROUTINE CALXL(XE,CAL)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCB,TEQ
COMMON /B2/TCC,TCS,PS,PR,PC,PTC,QR,R
COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB

```

```

COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B5/DETAG,BFC,ROC,VISC
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B10/AUXXE1,AUXXE2
TKB = 273.15 + TCB

```

```

10 CONTINUE
XA = 1 - XE
W = 100*XE*46.069/(XE*46.069+(1-XE)*18.016)
ROC = AR + BR*W + CR*W*W
VESP = 1/ROC
PMM = XE*46.069 + XA*18.016
VMIST = VESP * PMM
CE = XE*46.069/VMIST
IF(ABS(CE-CAL).GT.AUXXE1)THEN
XE = XE + AUXXE2
GO TO 10
ELSE
CONTINUE
END IF
RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE TEMRES(TTB,CAL,CALG,WBOT)
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B3/ROD,RB,DETAR,VASC,VB,WETB
COMMON /B4/ALB,TREB,XET,CA0,WPB,SOMA,CA0G
COMMON /B6/INT
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/ALFA,ALAMB,BETA
WBOT = (CA0G - CALG)*VB
WAUX = 0.
WAUX2 = 0.
AUX1 = 8*3.1416*RB*DETAR/(1+ALAMB)
30 CONTINUE
AUX2 = EXP(-BETA*TTB)
SOMAP1=0.
SOMAA1=0.
SOMAP2=0.
SOMAA2=0.
PER = 0.
DPER = 0.
DO 20 I = 1,INT
SOMAA1 = SOMAP1
SOMAA2 = SOMAP2
AUX3 = I*I*ALFA*TTB
TAUX3 = 1.0
IF(AUX3.LE.85)TAUX3 = 1.0 - EXP(-AUX3)
SOMAP1=SOMAA1+(ALAMB/(I*I*ALFA-BETA))*(1-AUX2)
SOMAP2=SOMAA2+(1-ALAMB*BETA/(I*I*ALFA-BETA))*(TAUX3)/(I*I*ALFA)
IF(PER.LE.1..AND.PER.NE.0.)GO TO 24
WAUX = (CA0G-CALG)*AUX1*(SOMAP1 + SOMAP2)
DPER = WAUX - WAUX2
IF(WAUX2.EQ.0.)GO TO 20
PER = DPER*100./WAUX2
WAUX2 = WAUX
20 CONTINUE
24 IF((WBOT-WAUX).LE.0.0000000001)THEN
GO TO 66

```

```
ELSE
TTB = TTB + AUXTR*TTB
ENDIF
IF(TTB.GE.TREB)THEN
GO TO 66
ELSE
GO TO 30
ENDIF
66 RETURN
END
```

III.2 - Processo Simultâneo de Transferência de Calor e Massa

III.2.1 - Nomenclatura

Subrotinas

APOIO	- Pressões totais e temperaturas absolutas
AUXIMPR	- Impressão dos dados de entrada e títulos das tabelas
CALOR	- Perda de calor para o ambiente
CALXE	- Fração molar da mistura etanol-água
CALY	- Concentração da mistura etanol-água no equilíbrio (base líquida)
CDHM	- Entalpia de mistura
CFPROP	- Coeficientes para cálculo das propriedades da fase líquida
FATCOM	- Fator de compressibilidade da mistura etanol-água em estado gasoso
FUNCCM	- Calor e massa transferido no processo simultâneo
FUNCSC	- Calor transferido quando só existe transferência de calor
FUNCSM	- Massa transferida quando só existe transferência de massa
PROPFC	- Propriedades da mistura líquida etanol-água
PROPFD	- Propriedades da mistura gasosa etanol-ar
TSCALOR	- Tempo de transferência da calor quando só existe transferência de calor
TSMASSA	- Tempo de transferência da massa quando só existe transferência de massa
TTCMB	- Tempo de transferência de calor e massa no processo simultâneo

Variáveis

A1	- Coeficiente de atividade do etanol
A, .., F, A1, .., F1	- Auxiliares para cálculo de entalpia de mistura
AA, AB, AC	- Coeficientes da altura experimental do fluido no borbulhador
AC1, AC2, AC3	- Auxiliares de impressão dos resultados
ACP, BCP	- Coeficiente de calor específico da mistura etanol-água
ACT, BCT, CCT	- Coeficiente de condutividade térmica da mistura etanol-água
ADHM, ADHM1	- Auxiliares para cálculo de entalpia de mistura
ADM, BDM, ..., DDM	- Coeficiente de difusividade térmica da mistura etanol-água
ALAMBM, ALAMBC	- Mesmo significado do λ para massa e calor na nomenclatura geral
ALB	- Altura da coluna de fluido no borbulhador
ALFAM, ALFAC	- Mesmo significado do α para massa e calor na nomenclatura geral
ALTI, ALTF	- Altura inicial e final da coluna de fluido no borbulhador
AR, BR, CR	- Coeficientes da massa específica da mistura etanol-água
AUXTR	- Auxiliar para cálculo do tempo de transferência
AUXXE1, AUXXE2	- Auxiliar para cálculo da fração molar da fase líquida
AV, .., EV	- Coeficientes da viscosidade da mistura etanol-água
BA, BA0, BA1	- Segundo coeficiente virial da água
BE, BE0, BE1	- Segundo coeficiente virial do etanol
BEA, BE0, BE1	- Segundo coeficiente virial da mistura etanol-água
BET	- Segundo coeficiente virial
BETAM, BETAC	- Mesmo significado de β para massa e calor na nomenclatura geral
BM, BN2, BO2	- Segundo coeficiente virial de mistura, nitrogênio e oxigênio
CA0, CA0L	- Concentração de etanol na bolha (base gasosa e líquida)
CAL, CALM	- Concentração de etanol na fase líquida (base líquida e gasosa)
CALE	- Concentração experimental de etanol na fase líquida
CALMAX	- Concentração máxima de etanol na fase líquida (base líquida)
CBM, CBS	- Concentração média no volume e no tempo na interior e na superfície da bolha
CEA, CEB, ..., CEG	- Coeficiente da concentração experimental
CEEAG	- Calor específico da mistura etanol-água
CM01 .. CM27.DAD	- Banco de dados dos 27 experimentos
CMB101 .. CMB127.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (propriedades da fase gasosa)

CMB201 .. CMB227.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (conc. e temp. médias-no vol. e no tempo)
CMCB01 .. CMCB27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (fluxo de calor e calor transferido)
CMCO01 .. CMCO27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (coeficientes de calor e massa)
CMGR01 .. CMGR27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (λ , α , β para calor e massa)
CMMB01.. CMMB27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (fluxo de massa e massa transferida)
CMPE01 .. CMPE27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (perfis de temperatura e concentração)
CMPP01 .. CMPP27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (propriedades da fase líquida)
CMTP01 .. CMTP27.DAT	- Banco resposta dos 27 experimentos (outras prop. da bolha, raio, veloc., etc)
COEFM, COEFC	- Coeficientes de transferência de massa e calor da bolha
COEFMS, COEFC3	- Coeficientes simultâneo de transferência de massa e calor da bolha
CPAR, CPET, CPEAR	- Calor específico (ar, etanol condensado e mistura etanol-ar condensado)
CRA, CRB, CRC	- Auxiliares de cálculo da fração molar da fase líquida
CTCC, CTMC	- Coeficiente de transferência de calor e massa da fase contínua
CTAR, CTET	- Condutividade térmica (ar e etanol)
CTEAG, CTEAR	- Condutividade térmica (misturas etanol-água e etanol-ar)
DEAG	- Difusividade térmica da mistura etanol-água
DHM	- Entalpia de mistura
DMEAR, DTEAR	- Difusividade da mistura (etanol-ar e etanol-água)
DQC	- Calor perdido por unidade de tempo
DT, DQP1, ..., DQP3	- Auxiliares para cálculo do calor perdido
FIET	- Coeficiente de fugacidade do etanol
FNB	- Frequência do número de bolhas
INT	- Número de termos máximo das séries
KT1, .. , KT4	- Auxiliares de impressão dos resultados
NP	- Número de pontos para impressão dos resultados
NTF	- Tempo total do experimento em minuto
P1	- Pressão de vapor
PASSO	- Intervalo de tempo de integração
PBS	- Pressão média no volume e no tempo na superfície. da bolha
PCA, PCE, PCEA	- Pressão crítica (água, etanol e mistura etanol-água)
PCONE, PTCONE	- Pressão efetiva e total no cone
PMA, PME, PMAR	- Peso molecular (água, etanol e ar)
PMCL, PTMCL	- Pressão média da coluna de fluido (específica e total)
PMM	- Peso molecular da mistura
PMML	- Peso molecular da mistura etanol-água
PROT	- Pressão no rotâmetro
PSAT, PTSAT	- Pressão efetiva e total no saturador
PVS	- Pressão de vapor do etanol
QAR, QE., QT	- Vazão volumétrica (ar, etanol e total)
QB	- Fluxo de calor médio
QBOT	- Calor disponível na bolha para transferência
QC	- Calor perdido para o ambiente
QFB	- Fluxo de calor por bolha
QMAXA	- Calor máximo transferido
QPB	- Calor transferido por bolha
QPBSC	- Calor transferido por bolha (envolvendo só transferência de calor)
QREALT	- Calor realmente transferido
QROT	- Vazão no rotâmetro
QTB	- Calor total transferido no intervalo de integração
R	- Constante universal dos gases
RB	- Raio da Bolha
ROAP, ROAR	- Massa específica (água e ar)
ROC, RODG, ROD	- Massa específica (fase contínua e dispersa com etanol gasoso e condensado)
ROET, ROETL	- Massa específica (etanol gasoso e líquido)
RON2, ROO2	- Massa específica (nitrogênio e oxigênio)
TBM, TBS	- Temperatura média no volume e no tempo no interior e na superfície da bolha
TC	- Tempo parcial do experimento
TC0, TK0	- Temperatura da bolha ($^{\circ}\text{C}$ e K)
TCAMB, TKAMB	- Temperatura ambiente ($^{\circ}\text{C}$ e K)

TC1, TC2	- Temperatura de apoio para cálculo da entalpia de mistura
TCA, ... , TCG	- Coeficiente de temperatura do cone
TCAG, TCET, TCEA	- Temperatura crítica (água, etanol e mistura etanol-água)
TEA, ... , TEI	- Coeficiente de temperatura experimental
TEQ, TKEQ	- Temperatura de equilíbrio (°C e K)
TCONE, TKONE	- Temperatura média no cone (°C e K)
TCSAT, TKSAT	- Temperatura no saturador (°C e K)
TF	- Tempo total do experimento em segundo
TK	- Fator de converção de temperatura de °C em K
TLE	- Temperatura experimental da fase líquida
TMIN	- Tempo de modelagem em minuto
TP	- Temperatura da fase líquida (modelo)
TPMAX	- Temperatura máxima da fase líquida
TRA, TRE, TREA	- Temperatura reduzida (água, etanol e mistura etanol-água)
TREB	- Tempo de residência da bolha
TRET, TRN2, TRO2	- Temperatura reduzida (etanol, nitrogênio e oxigênio)
TSM, TSC	- Tempo de transferência no processo isolado (massa e calor)
TTB	- Tempo de transferência da bolha
TTMB, TTCB	- Tempo de transferência de massa e calor na bolha (processo simultâneo)
VASC	- Velocidade de ascensão da bolha
VB	- Volume da bolha
VCA, VCE, VCEA	- Volume crítico (água, etanol e mistura etanol-água)
VESP	- Volume específico
VISC	- Viscosidade da mistura etanol-água
VMIST, VMIST0	- Volume específico da mistura
VOLIQG, VOLIQL	- Volume do líquido presente no borbulhador (forma gasosa e líquida)
VTBL	- Volume total das bolhas presentes no borbulhador
W	- Percentagem em peso de etanol
WA, WE, WEA	- Fator acêntrico (água, etanol e mistura etanol-água)
WACUMA, WACUMO	- Massa de etanol transferida acumulada (máxima e modelo)
WB	- Fluxo de massa médio
WC	- Massa de etanol perdida (arrastada e/ou evaporada)
WBOT	- Massa de etanol disponível na bolha para transferência
WEB	- Massa de etanol presente numa bolha
WFB	- Fluxo de massa por bolha
WPB	- Massa de etanol transferida por bolha
WPBSM	- Massa de etanol transferida por bolha (processo isotérmico)
WREALT	- Massa de etanol realmente transferida
WTB	- Massa de etanol total transferida no intervalo de integração
XA, XE	- Fração molar (água e etanol)
XATC, XETC	- Fração molar no equilíbrio (água e etanol)
XEEY	- Fração molar de etanol da bolha (base líquida)
XEL	- Fração molar etanol na fase líquida correspondente ao equilíbrio
XKEA	- Fator da regra de mistura para temperatura crítica
YAR, YE	- Fração molar (ar e etanol)
Z	- Contador de apoio para impressão dos resultados
ZC	- Fator de compressibilidade
ZCA, ZCE, ZCEA	- Fator de compressibilidade (água, etanol e mistura etanol-água)

III.2.2 - Programa

```

*****
*
* PROGRAMA SIMULTANEO EM LINGUAGEM FORTRAN PARA USO NO IBM 3090
*
*****
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B3/QROT,QAR,QE,QT
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMB,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B9/AV,BV,CV,DV,EV,ACT,BCT,CCT,ACP,BCP,ADM,BDM,CDM,DDM
COMMON /B10/AUXXE1,AUXXE2
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/INT
COMMON /B13/CA0L,XEEY
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
COMMON /B15/AA,AB,AC
COMMON /B16/CEA,CEB,CEC,CED,CEE,CEF,CEG
COMMON /B17/TEA,TEB,TEC,TED,TEE,TEF,TEG,TEH,TEI
COMMON /B19/TBS,TBM,CBS,CBM,COEFMS,COEFC,COEFM,COEFC
COMMON /B20/TC1
COMMON /B21/TCA,TCB,TCC,TCD,TCE,TCF,TCG
COMMON /B22/XKEA,TCET,PCE,VCE,ZCE,WE,TCAG,PCA,VCA,ZCA,WA
OPEN(UNIT=10,status = 'unknown',FILE= '/CM27 DAD A')
OPEN(UNIT=70,FILE= '/CMPP27 DAT A')
OPEN(UNIT=71,FILE= '/CMPE27 DAT A')
OPEN(UNIT=72,FILE= '/CMMB27 DAT A')
OPEN(UNIT=73,FILE= '/CMGR27 DAT A')
OPEN(UNIT=74,FILE= '/CMCO27 DAT A')
OPEN(UNIT=75,FILE= '/CMCB27 DAT A')
OPEN(UNIT=76,FILE= '/CMB127 DAT A')
OPEN(UNIT=77,FILE= '/CMTP27 DAT A')
OPEN(UNIT=78,FILE= '/CMB227 DAT A')
CALL CPUTIME(ACCUMA,IRCODEA)
READ(10,*)R,PME,PMA,PMAR
READ(10,*)AUXXE1,AUXXE2,AUXTR
READ(10,*)TCAMB,TCSAT,TEQ,TCONE
READ(10,*)PSAT,PROT,PCONE,QROT
READ(10,*)ALTI,ALTF
READ(10,*)AA,AB,AC
READ(10,*)CEA,CEB,CEC,CED,CEE,CEF,CEG
READ(10,*)TEA,TEB,TEC,TED,TEE,TEF,TEG,TEH,TEI
READ(10,*)TCA,TCB,TCC,TCD,TCE,TCF,TCG
READ(10,*)TF,INT
READ(10,*)AC1,AC2,AC3,KT1,KT2,KT3,KT4
*
* DADOS PAPA CALCULO DO FATOR DE COMPRESSIBILIDADE
*
XKEA = 0.0
TCET = 513.9
PCE = 61.4
VCE = 167.1

```

ZCE = 0.24
 WE = 0.644
 TCAG = 647.3
 PCA = 221.2
 VCA = 57.1
 ZCA = 0.235
 WA = 0.344

*

CALL APOIO ()

W = 0.

TP = 0.

TPMAX = 0.

QREALT = 0.

QPB = 0.

QC = 0.

QTB = 0.

CAL = 0.

CALM = 0.

CA0 = 0.

CA0L = 0.

CALE = 0.

CALMAX = 0.

XE = 0.

XEL = 0.

TTB = 0.

TSM = 0.

TTMB = 0.

TTCB = 0.

TC = 0.

WPB = 0.

WPBSM = 0.

WREALT = 0.

WACUM0 = 0.

WACUMA = 0.

PASSO = 0.

DHM = 0.

TMIN = 0.

TLE = TEA + TEB * TMIN + TEC * TMIN**2 + TED * TMIN**3

\$ + TEE * TMIN**4 + TEF * TMIN**5 + TEG * TMIN**6

\$ + TEH * TMIN**7 + TEI * TMIN**8

TK = 273.15

ALB = AA + AB * TMIN + AC * TMIN**2 + AD * TMIN**3

\$ + AE * TMIN**4 + AF * TMIN**5

ROAP = 1.00142 - 8.82503E-5*TLE - 3.5625E-6*TLE**2

PMCL = 0.73556 * ROAP * ALB

PTMCL = 760. + PMCL

CALL PROPFD(TMIN,RODG)

FNB = 3.*QT/(4.*3.1416*RB**3.)

NTF = TF/60.

CALL AUXIMPR(NTF)

TREB = ALB/VASC

TP = TLE + TK

TPMAX = TP

CALL CFPROP(TLE,W)

CALL PROPFC(XE)

TC1 = TLE - 0.001

WRITE(70,300)TMIN,XE,ZC,DEAG,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG

WRITE(71,301)TMIN,TP-TK,TLE,TPMAX-TK,TK0-TP,CA0-CAL,CALM,

\$ CALE,CALMAX

```

WRITE(*,301)TMIN,TP-TK,TLE,TPMAX-TK,TK0-TP,CA0-CAL,CALM,
$ CALE,CALMAX
WRITE(72,302)TMIN,WB,WFB,WPB,WTB,WREALT,WEB
WRITE(73,303)TMIN,ALFAC,ALFAM,BETAC,BETAM,ALAMBC,ALAMB
WRITE(74,304)TMIN,CTMC,CTCC,COEFM,COEFC,COEFMS,COEFC
WRITE(75,305)TMIN,QB,QFB,QPB,QTB,QC,QREALT,DHM
WRITE(76,306)TMIN,TC0,YE,RODG,ROD,DMEAR,CTEAR,CPEAR,DTEAR
WRITE(77,307)TMIN,TTCB,TTMB,TREB,PASSO,FNB,PMCL,RB,VASC
WRITE(78,308)TMIN,TBM,TBS,CA0,CBM,CBS,CAL
TTMB = 0.00001
TTCB = 0.00001
CALL TTCMB(CAL,TTMB,TTCB,TP)
50 CONTINUE
PMML = XEL*PME + (1-XEL)*PMA
ALB = AA + AB * TMIN + AC * TMIN**2
TREB = ALB/VASC
VTBL = VB*FNB*TREB
VOLIQL = ALB*3.1416*4.5**2-VTBL
CALM = WACUMO/VOLIQL
CALMAX = WACUMA/VOLIQL
CALL CALXE(CALM,XE)
XEL = XE
CALL FATCOM(XEL,TP,ZC)
W = 100*XE*PME/(XE*PME+(1-XE)*PMA)
CALL CFPROP(TP-TK,W)
CALL PROPPC(XE)
PMCL = 0.73556 * ROC * ALB
PTMCL = 760. + PMCL
CALL CALOR(TP,DQC)
IF(TTMB.GE.TREB.AND.TTMB.GE.TTCB.AND.TREB.GE.TTCB)GO TO 40
IF(TTMB.GE.TREB.AND.TTMB.GE.TTCB.AND.TTCB.GE.TREB)GO TO 41
IF(TTCB.GE.TREB.AND.TTCB.GE.TTMB.AND.TREB.GE.TTMB)GO TO 42
IF(TTCB.GE.TREB.AND.TTCB.GE.TTMB.AND.TTMB.GE.TREB)GO TO 41
IF(TREB.GE.TTCB.AND.TREB.GE.TTMB.AND.TTCB.GE.TTMB)GO TO 43
IF(TREB.GE.TTCB.AND.TREB.GE.TTMB.AND.TTMB.GE.TTCB)GO TO 44
40 CALL TSMASA(TSM,CAL,TTCB)
PASSO = TSM + TTCB
IF(PASSO.GE.TREB)PASSO=TREB
CALL FUNCMM(CAL,TTCB,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
IF(PASSO.GE.TREB)TSM = PASSO - TTCB
CALL FUNCMM(TSM,CAL,WPBSM)
WTB = (WPB + WPBSM)*FNB*PASSO
QTB = QPB*PASSO*FNB
TC = TC + PASSO
GO TO 45
41 PASSO = TREB
CALL FUNCMM(CAL,PASSO,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
WTB = WPB*PASSO*FNB
QTB = QPB*PASSO*FNB
TC = TC + PASSO
GO TO 45
42 CALL TSCALOR(TSC,TP,TTMB)
PASSO = TSC + TTMB
IF(PASSO.GE.TREB)PASSO=TREB
CALL FUNCMM(CAL,TTMB,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
IF(PASSO.GE.TREB)TSC = PASSO - TTMB
CALL FUNCSC(TSC,TP,QPBSC)
WTB = WPB*PASSO*FNB
QTB = (QPB + QPBSC)*FNB*PASSO

```

```

TC = TC + PASSO
GO TO 45
43 PASSO = TTCB
TSC = TTCB - TTMB
CALL FUNCCEM(CAL,TTMB,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
CALL FUNCSC(TSC,TP,QPBSC)
WTB = WPB*PASSO*FNB
QTB = (QPB + QPBSC)*FNB*PASSO
TC = TC + PASSO
GO TO 45
44 PASSO = TTMB
TSM = TTMB - TTCB
CALL FUNCCEM(CAL,TTCB,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
CALL FUNCCEM(TSM,CAL,WPBSM)
WTB = (WPB + WPBSM)*PASSO*FNB
QTB = QPB*FNB*PASSO
TC = TC + PASSO
45 TMIN = TC/60.
QC = DQC*PASSO
WREALT = WTB - 0*WC
WACUMO = WACUMO + WREALT
WACUMA = WACUMA + WEB*FNB*PASSO
QREALT = QTB - QC
TLE = TEA + TEB * TMIN + TEC * TMIN**2 + TED * TMIN**3
$ + TEE * TMIN**4 + TEF * TMIN**5 + TEG * TMIN**6
$ + TEH * TMIN**7 + TEI * TMIN**8
CALL CDHM(XE,TP,VTBL,DHM)
QREALT = QREALT + DHM
TC1 = TP - TK
TP = TP + QREALT/((3.1416*(4.5**2)*ALB-VTBL)*CEEAG*ROC)
QMAXA = FNB*PASSO*ROD*VB*(TK0-TPMAX)*CPEAR/4.1868
TPMAX = TPCAL + QMAXA/((3.1416*(4.5**2)*ALB-VTBL)*CEEAG*ROC)
VOLIQQ = ZC*R*TP*(3.1416*(4.5**2)*ALB-VTBL)*ROC/(PMML*PTMCL/760.)
CAL = CAL + WREALT/VOLIQQ
IF(CALM.GE.CA0L)GO TO 58
IF(TP.GE.TK0)GO TO 59
IF(CALE.GE.AC3)GO TO 20
IF(CALE.GE.AC2.AND.CALE.LT.AC3)GO TO 21
IF(CALE.GE.AC1.AND.CALE.LT.AC2)GO TO 22
NP = KT1
GO TO 23
22 NP = KT2
GO TO 23
21 NP = KT3
GO TO 23
20 NP = KT4
23 Z = Z + PASSO/60.
IF(Z.GE.NP)CALE= CEA + CEB*TMIN + CEC*TMIN**2 + CED*TMIN**3
$ + CEE*TMIN**4 + CEF*TMIN**5 + CEG*TMIN**6
IF(Z.GE.NP)WRITE(70,300)TMIN,XE,ZC,DEAG,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
IF(Z.GE.NP)WRITE(71,301)TMIN,TP-TK,TLE,TPMAX-TK,TK0-TP,CA0-CAL,
$ CALM,CALE,CALMAX
IF(Z.GE.NP)WRITE(*,301)TMIN,TP-TK,TLE,TPMAX-TK,TK0-TP,CA0-CAL,
$ CALM,CALE,CALMAX
IF(Z.GE.NP)WRITE(72,302)TMIN,WB,WFB,WPB,WTB,WREALT,WEB
IF(Z.GE.NP)WRITE(73,303)TMIN,ALFAC,ALFAM,BETAC,BETAM,ALAMBC,
$ ALAMBM
IF(Z.GE.NP)WRITE(74,304)TMIN,CTMC,CTCC,COEFM,COEFC,COEFMS,
$ COEFC

```

```

IF(Z.GE.NP)WRITE(75,305)TMIN,QB,QFB,QPB,QTB,QC,QREALT,DHM
IF(Z.GE.NP)WRITE(76,306)TMIN,TC0,YE,RODG,ROD,DMEAR,CTEAR,
$ CPEAR,DTEAR
IF(Z.GE.NP)WRITE(77,307)TMIN,TTCB,TTMB,TREB,PASSO,FNB,PMCL,
$ RB,VASC
IF(Z.GE.NP)WRITE(78,308)TMIN,TBM-TK,TBS-TK,CA0,CBM,CBS,CAL
IF(Z.GE.NP)Z=0
IF(TC.GE.TF.OR.CAL.GE.CA0)GO TO 60
CALL PROPFD(TMIN,RODG)
FNB = 3.*QT/(4.*3.1416*RB**3.)
IF(TTMB.GE.TREB.AND.TTCB.GE.TREB)GO TO 50
CALL TTCMB(CAL,TTMB,TTCB,TP)
49 GO TO 50
58 WRITE(71,*)'CAL MAIOR QUE CA0'
WRITE(*,*)'CAL MAIOR QUE CA0'
GO TO 60
59 WRITE(71,*)'TP MAIOR QUE TK0'
WRITE(*,*)'TP MAIOR QUE TK0'
60 WRITE(*,*)'ESTOU SAINDO'
WRITE(70,300)TMIN,XE,ZC,DEAG,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
WRITE(71,301)TMIN,TP-TK,TLE,TPMAX-TK,TK0-TP,CA0-CAL,CALM,CALE,
$ CALMAX
WRITE(72,302)TMIN,WB,WFB,WPB,WTB,WREALT,WEB
WRITE(73,303)TMIN,ALFAC,ALFAM,BETAC,BETAM,ALAMBC,ALAMBM
WRITE(74,304)TMIN,CTMC,CTCC,COEFM,COEFC,COEFMS,COEFC5
WRITE(75,305)TMIN,QB,QFB,QPB,QTB,QC,QREALT,DHM
WRITE(76,306)TMIN,TC0,YE,RODG,ROD,DMEAR,CTEAR,CPEAR,DTEAR
WRITE(77,307)TMIN,TTCB,TTMB,TREB,PASSO,FNB,PMCL,RB,VASC
WRITE(78,308)TMIN,TBM-TK,TBS-TK,CA0,CBM,CBS,CAL
300 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,E9.3,T21,F5.3,T28,E10.4,T40,F6.4,T48,F6.4
$,T56,F6.4,T64,F7.5)
301 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F5.2,T17,F5.2,T24,F5.2,T31,F5.2,T38,E9.3,
$,T49,F6.4,T58,F6.4,T67,F6.4)
302 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,E8.2,T20,E8.2,T30,E8.2,T40,E8.2,T50,E8.2
$,T60,E8.2)
303 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F7.3,T19,F7.3,T28,F7.3,T37,F6.4,T45,F6.4,
$,T53,F7.3)
304 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F7.6,T19,F6.4,T27,F7.4,T36,F6.4,T44,F7.4,
$,T53,F6.4)
305 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,E8.2,T19,E8.2,T28,E8.2,T37,E8.2,T46,E8.2,
$,T55,E8.2,T64,E8.2)
306 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F5.2,T17,F6.4,T25,E8.3,T35,E8.3,
$,T45,F6.4,T53,E8.3,T62,F6.4,T69,F6.4)
307 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F6.4,T18,F6.4,T26,F6.4,T34,F6.4,T42,F6.2,
$,T50,F5.2,T57,F6.4,T65,F6.2)
308 FORMAT(' ',T1,F7.2,T10,F5.2,T17,F5.2,T25,E8.3,T35,E8.3,
$,T45,E8.3,T53,E8.3)
CALL CPUTIME(ACCUMB,IRCODEB)
USEDTIME = ACCUMB - ACCUMA
WRITE(*,500)USEDTIME
WRITE(71,500)USEDTIME
500 FORMAT(//, 32H TEMPO DE CPU EM MICROSEGUNDOS =, F30.1)
CLOSE(10)
CLOSE(70)
CLOSE(71)
CLOSE(72)
CLOSE(73)
CLOSE(74)
CLOSE(75)

```

```

CLOSE(76)
CLOSE(77)
CLOSE(78)
STOP
END

```

*

```

SUBROUTINE TTCMB(CAL,TTMB,TTCB,TP)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMB,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/INT
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
DT = TK0 - TP
DC = (CA0 - CAL)
WBOT = DC*VB
QBOT = ROD*CPEAR*VB*DT/4.1864
KC = 0.
KM = 0.
IF(TTB.EQ.0)TTB = 0.0001
IF(TREB-TTMB.GE.TREB-TTCB)TTB = TTMB
IF(TREB-TTMB.LE.TREB-TTCB)TTB = TTCB
30 CONTINUE
  TD1 = BETAC*TTB
  TAUXD1 = 1.0
  IF(TD1.LE.85.)TAUXD1 = 1.0 - EXP(-TD1)
  TBS = TP + (ALAMBC*DT/(ALFAC*TTB))*TAUXD1
  CD1 = BETAM*TTB
  CAUXD1 = 1.0
  IF(CD1.LE.85.)CAUXD1 = 1.0 - EXP(-CD1)
  CBS = CAL + (ALAMB*DC/(ALFAM*TTB))*CAUXD1
  PBS = CBS*(R/PMML)*TBS
  P0 = (PTMCL/760.)
  SUNTP1 = 0.
  SUNTP2 = 0.
  SUNTA1 = 0.
  SUNTA2 = 0.
  SUNC1 = 0.
  SUNC2 = 0.
  SUNCA1 = 0.
  SUNCA2 = 0.
  SUNQP1 = 0.
  SUNQP2 = 0.
  SUNQA1 = 0.
  SUNQA2 = 0.
  SUNWP1 = 0.
  SUNWP2 = 0.
  SUNWA1 = 0.
  SUNWA2 = 0.
  K1 = 0.
  K2 = 0.
  K3 = 0.
  K4 = 0.
  DTP1 = 0.

```

```

PTP1 = 0.
DCP1 = 0.
PCP1 = 0.
DCP2 = 0.
PCP2 = 0.
DCP3 = 0.
PCP3 = 0.
TBMAUX = 0.
CBMAUX = 0.
QBAUX = 0.
WBAUX = 0.
DO 20 I = 1,INT
SUNTA1 = SUNTP1
SUNTA2 = SUNTP2
SUNCA1 = SUNCP1
SUNCA2 = SUNCP2
SUNQA1 = SUNQP1
SUNQA2 = SUNQP2
SUNWA1 = SUNWP1
SUNWA2 = SUNWP2
  D1SC = I*I*ALFAC*TTB
  D3SC = 1.0
  IF(D1SC.LE.85.)D3SC = 1.0 - EXP(-D1SC)
  D1SM = I*I*ALFAM*TTB
  D3SM = 1.0
  IF(D1SM.LE.85.)D3SM = 1. - EXP(-D1SM)
  SUNTP1 = SUNTA1+D3SC/(ALFAC*I**4)
  SUNTP2 = SUNTA2+(D3SC/(ALFAC*I**2) +
$ (-TAUXD1)/BETAC)/((I**2)*(BETAC-ALFAC*I**2))
  SUNCP1 = SUNCA1+D3SM/(ALFAM*I**4)
  SUNCP2 = SUNCA2+(D3SM/(ALFAM*I**2) +
$ (-CAUXD1)/BETAM)/((I**2)*(BETAM-ALFAM*I**2))
  SUNQP1 = SUNQA1+TAUXD1*ALAMBC/((I**2)*ALFAC-BETAC)
  SUNQP2 = SUNQA2+D3SC*(1-ALAMBC*BETAC/
$ ((I**2)*ALFAC-BETAC))/((I**2)*ALFAC)
  SUNWP1 = SUNWA1+CAUXD1*ALAMBM/((I**2)*ALFAM-BETAM)
  SUNWP2 = SUNWA2+D3SM*(1-ALAMBM*BETAM/
$ ((I**2)*ALFAM-BETAM))/((I**2)*ALFAM)
  IF(PTP1.LE.1..AND.PTP1.NE.0.)GO TO 21
  TBM = TBS+(DT/((1+ALAMBC)*TTB))*((6*BETAC*ALAMBC/3.1416**2)
$ *SUNTP2 + ((6./3.1416**2)*SUNTP1))
  DTP1 = TBM - TBMAUX
  IF(TBMAUX.EQ.0.)GO TO 41
  PTP1 = DTP1*100./TBMAUX
41 GO TO 31
21 K1 = 1.
31 IF(PCP1.LE.1..AND.PCP1.NE.0.)GO TO 22
  CBM = CBS+(DC/((1+ALAMBM)*TTB))*((6*BETAM*ALAMBM/3.1416**2)
$ *SUNCP2 + ((6./3.1416**2)*SUNCP1))
  DCP1 = CBM - CBMAUX
  IF(CBMAUX.EQ.0.)GO TO 42
  PCP1 = DCP1*100./CBMAUX
42 GO TO 32
22 K2 = 1
32 IF(PCP2.LE.1..AND.PCP2.NE.0.)GO TO 23
  QB = (2*CTEAR*DT/(RB*TTB*(1+ALAMBC)))*(SUNQP1+SUNQP2)
  DCP2 = QB - QBAUX
  IF(QBAUX.EQ.0.)GO TO 43
  PCP2 = DCP2*100./QBAUX

```

```

43 GO TO 33
23 K3 = 1
33 IF(PCP3.LE.1..AND.PCP3.NE.0.)GO TO 24
   WB = (2*DMEAR*DC/(RB*TTB*(1+ALAMBM)))*(SUNWP1+SUNWP2)
   DCP3 = WB - WBAUX
   IF(WBAUX.EQ.0.)GO TO 44
   PCP3 = DCP3*100./WBAUX
44 GO TO 34
24 K4 = 1
34 IF(K1.EQ.1.AND.K2.EQ.1.AND.K3.EQ.1.AND.K4.EQ.1)GO TO 29
   TBMAUX = TBM
   CBMAUX = CBM
   QBAUX = QB
   WBAUX = WB
20 CONTINUE
29 COEFC = QB/(TBM-TBS)
   COEFM = WB/(CBM-CBS)
   COEFCS = (CBM*TBM-CBS*TBS)*(ROD*(CPEAR/4.1868)*PBS*COEFM/
$   (TBM*(P0-PBS)*CBS)) + COEFC
   COEFMS = COEFM/(1. - PBS/P0)
   WFB = COEFMS*(CBM*TBM - CBS*TBS)/TBM
   WAUX = WFB*4.*3.1416*RB*RB*TTB
   QFB = COEFCS*(TBM - TBS)
   QAUX = QFB*4.*3.1416*RB*RB*TTB
   IF(KC.EQ.1)GO TO 64
   IF((QBOT-QAUX).LE.0.001)GO TO 55
   GO TO 64
55 TTCB = TTB
   KC = 1
64 IF(KM.EQ.2)GO TO 76
   IF((WBOT-WAUX).LE.0.0000001)GO TO 66
   GO TO 76
66 TTMB = TTB
   KM = 2
76 IF(KC.EQ.1.AND.KM.EQ.2)GO TO 77
   TTB = TTB + AUXTR*TTB
   IF(TTB.GE.TREB)GO TO 77
   GO TO 30
77 IF(KC.EQ.0)TTCB = TREB
   IF(KM.EQ.0)TTMB = TREB
   RETURN
   END

```

*

```

SUBROUTINE TSMASSA(TTSM,CAL,TTCB)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B4/YE,RB,VB, VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMB,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/INT
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
IF(TTSM.EQ.0.)TTSM = 0.0001
WBOT = (CA0 - CAL)*VB
AUX1SM = 8.*3.1416*RB*DMEAR*(CA0 - CAL)/(1. + ALAMB)
AUX1 = BETAM*TTSM
AUX2SM = 1.0
IF(AUX1.LE.85.)AUX2SM = 1. - EXP(-AUX1)
30 CONTINUE
SUNWP1 = 0.

```

```

SUNWP2 = 0.
SUNWA1 = 0.
SUNWA2 = 0.
K1 = 0.
DWP1 = 0.
PWP1 = 0.
WAUX = 0.
WAUX2 = 0.
DO 20 I = 1,INT
D1SM = I*I*ALFAM*TTSM
D3SM = 1.0
IF((D1SM).LE.85)D3SM = 1. - EXP(-D1SM)
SUNWA1 = SUNWP1
SUNWA2 = SUNWP2
D2SM = I*I*ALFAM - BETAM
D4SM = ALAMBM/D2SM
SUNWP1 = SUNWA1 + D4SM*AUX2SM
SUNWP2 = SUNWA2 + (1-BETAM*D4SM)*D3SM/(I*I*ALFAM)
IF(PWP1.LE.1..AND.PWP1.NE.0.)GO TO 25
WAUX = AUX1SM*(SUNWP1 + SUNWP2)
DWP1 = WAUX - WAUX2
IF(WAUX2.EQ.0.)GO TO 26
PWP1 = DWP1*100./WAUX2
26 GO TO 27
25 K1 = 1
27 IF(K1.EQ.1)GO TO 29
WAUX2 = WAUX
20 CONTINUE
29 IF(TTSM.GE.(TREB-TTCB))GO TO 66
IF((WBOT-WAUX).LE.0.00000001)GO TO 67
TTSM = TTSM + AUXTR*TTSM
GO TO 30
66 TTSM = TREB - TTCB
67 RETURN
END

```

```

*
*****
SUBROUTINE TSCALOR(TTSC,TP,TTMB)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMBM,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B11/AUXTR
COMMON /B12/INT
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
IF(TTSC.EQ.0.)TTSC = 0.0001
QBOT = ROD*CPEAR*VB*(TK0 - TP)/4.1864
AUX1SC = 8.*3.1416*RB*CTEAR*(TK0 - TP)/(1. + ALAMBC)
AUX1= BETAC*TTSC
AUX2SC = 1.0
IF(AUX1.LE.85.)AUX2SC = 1. - EXP(-AUX1)
30 CONTINUE
SUNQP1 = 0.
SUNQP2 = 0.
SUNQA1 = 0.
SUNQA2 = 0.
K1 = 0.
DWP1 = 0.
PWP1 = 0.

```

```

QAUX = 0.
QAUX2 = 0.
DO 20 I = 1,INT
D1SC = I*I*ALFAC*TTSC
D3SC = 1.0
IF((D1SC).LE.85.)D3SC = 1. - EXP(-D1SC)
SUNQA1 = SUNQP1
SUNQA2 = SUNQP2
D2SC = I*I*ALFAC - BETAC
D4SC = ALAMBC/D2SC
SUNQP1 = SUNQA1 + D4SC*AUX2SC
SUNQP2 = SUNQA2 + (1. - BETAC*D4SC)*D3SC/(I*I*ALFAC)
IF(PWP1.LE.1..AND.PWP1.NE.0.)GO TO 25
QAUX = AUX1SC*(SUNQP1 + SUNQP2)
DWP1 = QAUX - QAUX2
IF(QAUX2.EQ.0.)GO TO 26
PWP1 = DWP1*100./QAUX2
26 GO TO 27
25 K1 = 1
27 IF(K1.EQ.1)GO TO 29
QAUX2 = QAUX
20 CONTINUE
29 IF(TTSC.GE.(TREB-TTMB))GO TO 66
IF((QBOT-QAUX).LE.0.001)GO TO 67
TTSC = TTSC + AUXTR*TTSC
GO TO 30
66 TTSC = TREB - TTMB
67 RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE FUNCCM(CAL,TTB,TP,QB,WB,QFB,WFB,QPB,WPB)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMBM,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B12/INT
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
COMMON /B19/TBS,TBM,CBS,CBM,COEFMS,COEFC,COEFM,COEFC
DT = TK0 - TP
DC = (CA0 - CAL)
TD1 = BETAC*TTB
TAUXD1 = 1.0
IF(TD1.LE.85.)TAUXD1 = 1.0 - EXP(-TD1)
TBS = TP + (ALAMBC*DT/(ALFAC*TTB))*TAUXD1
CD1 = BETAM*TTB
CAUXD1 = 1.0
IF(CD1.LE.85.)CAUXD1 = 1.0 - EXP(-CD1)
CBS = CAL + (ALAMBM*DC/(ALFAM*TTB))*CAUXD1
PBS = CBS*(R/PMML)*TBS
P0 = (PTMCL/760.)
SUNTP1 = 0.
SUNTP2 = 0.
SUNTA1 = 0.
SUNTA2 = 0.
SUNCP1 = 0.

```

```

SUNCP2 = 0.
SUNCA1 = 0.
SUNCA2 = 0.
SUNQP1 = 0.
SUNQP2 = 0.
SUNQA1 = 0.
SUNQA2 = 0.
SUNWP1 = 0.
SUNWP2 = 0.
SUNWA1 = 0.
SUNWA2 = 0.
K1 = 0.
K2 = 0.
K3 = 0.
K4 = 0.
DTP1 = 0.
PTP1 = 0.
DCP1 = 0.
PCP1 = 0.
DCP2 = 0.
PCP2 = 0.
DCP3 = 0.
PCP3 = 0.
TBMAUX = 0.
CBMAUX = 0.
QBAUX = 0.
WBAUX = 0.
DO 20 I = 1,INT
SUNTA1 = SUNTP1
SUNTA2 = SUNTP2
SUNCA1 = SUNCP1
SUNCA2 = SUNCP2
SUNQA1 = SUNQP1
SUNQA2 = SUNQP2
SUNWA1 = SUNWP1
SUNWA2 = SUNWP2
  D1SC = I*I*ALFAC*TTB
  D3SC = 1.0
  IF(D1SC.LE.85.)D3SC = 1.0 - EXP(-D1SC)
  D1SM = I*I*ALFAM*TTB
  D3SM = 1.0
  IF(D1SM.LE.85.)D3SM = 1. - EXP(-D1SM)
  SUNTP1 = SUNTA1+D3SC/(ALFAC*I**4)
  SUNTP2 = SUNTA2+(D3SC/(ALFAC*I**2) +
$   (-TAUXD1)/BETAC)/((I**2)*(BETAC-ALFAC*I**2))
  SUNCP1 = SUNCA1+D3SM/(ALFAM*I**4)
  SUNCP2 = SUNCA2+(D3SM/(ALFAM*I**2) +
$   (-CAUXD1)/BETAM)/((I**2)*(BETAM-ALFAM*I**2))
  SUNQP1 = SUNQA1+TAUXD1*ALAMBC/((I**2)*ALFAC-BETAC)
  SUNQP2 = SUNQA2+D3SC*(1-ALAMBC*BETAC/
$   ((I**2)*ALFAC-BETAC))/((I**2)*ALFAC)
  SUNWP1 = SUNWA1+CAUXD1*ALAMBM/((I**2)*ALFAM-BETAM)
  SUNWP2 = SUNWA2+D3SM*(1-ALAMBM*BETAM/
$   ((I**2)*ALFAM-BETAM))/((I**2)*ALFAM)
  IF(PTP1.LE.1...AND.PTP1.NE.0.)GO TO 21
  TBM = TBS+(DT)/((1+ALAMBC)*TTB))*((6*BETAC*ALAMBC/3.1416**2)
$ *SUNTP2 + ((6./3.1416**2)*SUNTP1))
  DTP1 = TBM - TBMAUX
  IF(TBMAUX.EQ.0.)GO TO 41

```

```

PTP1 = DTP1*100./TBMAUX
41 GO TO 31
21 K1 = 1.
31 IF(PCP1.LE.1..AND.PCP1.NE.0.)GO TO 22
  CBM = CBS+(DC/((1+ALAMBM)*TTB))*((6*BETAM*ALAMBM/3.1416**2)
  $ *SUNCP2 + ((6./3.1416**2)*SUNCP1))
  DCP1 = CBM - CBMAUX
  IF(CBMAUX.EQ.0.)GO TO 42
  PCP1 = DCP1*100./CBMAUX
42 GO TO 32
22 K2 = 1
32 IF(PCP2.LE.1..AND.PCP2.NE.0.)GO TO 23
  QB = (2*CTEAR*DT/(RB*TTB*(1+ALAMBC)))*(SUNQP1+SUNQP2)
  DCP2 = QB - QBAUX
  IF(QBAUX.EQ.0.)GO TO 43
  PCP2 = DCP2*100./QBAUX
43 GO TO 33
23 K3 = 1
33 IF(PCP3.LE.1..AND.PCP3.NE.0.)GO TO 24
  WB = (2*DMEAR*DC/(RB*TTB*(1+ALAMBM)))*(SUNWP1+SUNWP2)
  DCP3 = WB - WBAUX
  IF(WBAUX.EQ.0.)GO TO 44
  PCP3 = DCP3*100./WBAUX
44 GO TO 34
24 K4 = 1
34 IF(K1.EQ.1.AND.K2.EQ.1.AND.K3.EQ.1.AND.K4.EQ.1)GO TO 29
  TBMAUX = TBM
  CBMAUX = CBM
  QBAUX = QB
  WBAUX = WB
20 CONTINUE
29 COEFC = QB/(TBM-TBS)
  COEFM = WB/(CBM-CBS)
  COEFCS = (CBM*TBM-CBS*TBS)*(ROD*(CPEAR/4.1868)*PBS*COEFM/
  $ (TBM*(P0-PBS)*CBS)) + COEFC
  COEFMS = COEFM/(1. - PBS/P0)
  WFB = COEFMS*(CBM*TBM - CBS*TBS)/TBM
  WPB = WFB*4.*3.1416*RB*RB*TTB
  QFB = COEFCS*(TBM - TBS)
  QPB = QFB*4.*3.1416*RB*RB*TTB
  RETURN
  END

```

*

```

SUBROUTINE FUNCSC(TSC,TP,QPBSC)
  IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
  COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
  COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
  COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMBM,ALFAC,BETAC,ALAMBC
  COMMON /B12/INT
  SUNQP1 = 0.
  SUNQP2 = 0.
  SUNQA1 = 0.
  SUNQA2 = 0.
  K1 = 0.
  DQP1 = 0.
  PQP1 = 0.
  QPBSC = 0.
  QAUX = 0.

```

```

AUX1SC = 8.0*3.1416*RB*CTEAR*(TK0 - TP)/(1.0 + ALAMBC)
AUX1= BETAC*TSC
AUX2SC = 1.0
IF(AUX1.LE.85.)AUX2SC = 1. - EXP(-AUX1)
DO 20 I = 1,INT
D1SC = I*I*ALFAC*TSC
D3SC = 1.0
IF((D1SC).LE.85.)D3SC = 1. - EXP(-D1SC)
SUNQA1 = SUNQP1
SUNQA2 = SUNQP2
D2SC = I*I*ALFAC - BETAC
D4SC = ALAMBC/D2SC
SUNQP1 = SUNQA1 + D4SC*AUX2SC
SUNQP2 = SUNQA2 + (1.- BETAC*D4SC)*D3SC/(I*I*ALFAC)
IF(PWP1.LE.1..AND.PWP1.NE.0.)GO TO 25
QPBSC = AUX1SC*(SUNQP1 + SUNQP2)
DWP1 = QPBSC - QAUX
IF(QAUX.EQ.0.)GO TO 26
PWP1 = DWP1*100./QAUX
26 GO TO 27
25 K1 = 1
27 IF(K1.EQ.1)GO TO 29
QAUX = QPBSC
20 CONTINUE
29 RETURN
END

```

*

```

SUBROUTINE FUNCSTM(TSM,CAL,WPBSM)
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMBM,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B12/INT
SUNWP1 = 0.
SUNWP2 = 0.
SUNWA1 = 0.
SUNWA2 = 0.
K1 = 0.
DWP1 = 0.
PWP1 = 0.
WPBSM = 0.
WAUX = 0.
AUX1SM = 8.*3.1416*RB*DMEAR*(CA0 - CAL)/(1. + ALAMBM)
AUX1= BETAM*TSM
AUX2SM = 1.0
IF(AUX1.LE.85.)AUX2SM = 1. - EXP(-AUX1)
DO 20 I = 1,INT
D1SM = I*I*ALFAM*TSM
D3SM = 1.0
IF((D1SM).LE.85.)D3SM = 1. - EXP(-D1SM)
SUNWA1 = SUNWP1
SUNWA2 = SUNWP2
D2SM = I*I*ALFAM - BETAM
D4SM = ALAMBM/D2SM
SUNWP1 = SUNWA1 + D4SM*AUX2SM
SUNWP2 = SUNWA2 + (1.-BETAM*D4SM)*D3SM/(I*I*ALFAM)
IF(PWP1.LE.1..AND.PWP1.NE.0.)GO TO 25
WPBSM = AUX1SM*(SUNWP1 + SUNWP2)
DWP1 = WPBSM - WAUX

```

```

IF(WAUX.EQ.O.)GO TO 26
PWP1 = DWP1*100./WAUX
26 GO TO 27
25 K1 = 1
27 IF(K1.EQ.1)GO TO 29
  WAUX = WPBSM
20 CONTINUE
29 RETURN
  END

```

*

```

SUBROUTINE FATCOM(XEL,TP,ZC)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B22/XKEA,TCET,PCE,VCE,ZCE,WE,TCAG,PCA,VCA,ZCA,WA
TRE = TP/TCET
TRA = TP/TCAG
WEA = (WE + WA)/2.
ZCEA = (ZCE + ZCA)/2.
VCEA = ((VCE**(1./3.) + VCA**(1./3.))/2.)**3.
TCEA = ((TCET*TCAG)**(1/2))*(1 - XKEA)
PCEA = ZCEA*R*TCEA/VCEA
TREA = TP/TCEA
BE0 = 0.1445 - 0.33/TRE - 0.1385/(TRE**2) - 0.0121/(TRE**3)
$ - 0.000607/(TRE**8)
BE1 = 0.0637 + 0.331/(TRE**2) - 0.423/(TRE**3) - 0.008/(TRE**8)
BE = (R*TCET/PCE)*(BE0 + WE*BE1 + 0.0878/TRE**6 - 0.0572/TRE**8)
BA0 = 0.1445 - 0.33/TRA - 0.1385/(TRA**2) - 0.0121/(TRA**3)
$ - 0.000607/(TRA**8)
BA1 = 0.0637 + 0.331/(TRA**2) - 0.423/(TRA**3) - 0.008/(TRA**8)
BA = (R*TCAG/PCA)*(BA0 + WA*BA1 + 0.0878/TRA**6 - 0.0572/TRA**8)
BEA0 = 0.1445 - 0.33/TREA - 0.1385/(TREA**2) - 0.0121/(TREA**3)
$ - 0.000607/(TREA**8)
BEA1 = 0.0637 + 0.331/(TREA**2) - 0.423/(TREA**3) - 0.008/TREA**8
BEA = (R*TCEA/PCEA)*(BEA0 + WEA*BEA1 + 0.0878/TREA**6
$ - 0.0572/TREA**8)
BM = XEL*XEL*BE + 2*XEL*(1-XEL)*BEA + (1-XEL)*(1-XEL)*BA
ZC = 1 + BM*(PTMCL/760.)/(R*TP)
RETURN
  END

```

*

```

SUBROUTINE CALOR(TP,DQC)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
DT = TP - TKAMB
DQC = 0.00166746 + 0.0747032*DT + 0.0300308*DT**2
$ - 0.0162527*DT**3 + 0.0035665*DT**4 - 0.000419622*DT**5
$ + 2.93426E-5*DT**6 - 1.26001E-6*DT**7 + 3.26321E-8*DT**8
$ - 4.67042E-10*DT**9 + 2.82968E-12*DT**10
RETURN
  END

```

*

```

SUBROUTINE CDHM(X,TP,VTBL,DHM)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML

```

```

COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
COMMON /B20/TC1
W = 100*X
TC2 = TP - 273.15
IF(TC1.GE.42.05)GO TO 20
A = 0.771798 - 0.0323451*TC1
GO TO 21
20 A = -0.846361 + 0.00613668*TC1
21 B = -38.1129 + 0.431751*TC1
C = 1.93104 - 0.0204285*TC1
D = -0.0387028 + 0.000266652*TC1 + 1.78058e-6*TC1*TC1
E = 0.000370486 - 1.506e-6*TC1 - 2.97817e-8*TC1*TC1
F = -1.36188e-6 + 2.02509e-9*TC1 + 1.48528e-10*TC1*TC1
IF(TC2.GE.42.05)GO TO 22
A1 = 0.771798 - 0.0323451*TC2
GO TO 23
22 A1 = -0.846361 + 0.00613668*TC2
23 B1 = -38.1129 + 0.431751*TC2
C1 = 1.93104 - 0.0204285*TC2
D1 = -0.0387028 + 0.000266652*TC2 + 1.78058e-6*TC2*TC2
E1 = 0.000370486 - 1.506e-6*TC2 - 2.97817e-8*TC2*TC2
F1 = -1.36188e-6 + 2.02509e-9*TC2 + 1.48528e-10*TC2*TC2
ADHM = A + B*W + C*W*W + D*W**3 + E*W**4 + F*W**5
ADHM1 = A1 + B1*W + C1*W*W + D1*W**3 + E1*W**4 + F1*W**5
DHM = ABS(ADHM - ADHM1)*(ROC*ALB*3.1416*4.5*4.5-VTBL)/PMML
RETURN
END

```

```

*
*****

```

```

SUBROUTINE APOIO()
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B16/CEA,CEB,CEC,CED,CEE,CEF
COMMON /B17/TEA,TEB,TEC,TEd,TEE,TEF,TEG,TEH,TEI
PTSAT = 760. + PSAT
PTCONE = 760. + PCONE
TKSAT = 273.15 + TCSAT
TKEQ = 273.15 + TEQ
TKAMB = 273.15 + TCAMB
TKONE = 273.15 + TCONE
RETURN
END

```

```

*
*****

```

```

SUBROUTINE PROPFD(TMIN,RODg)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TCSAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B3/QROT,QAR,QE,QT
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B21/TCA,TCB,TCC,TCD,TCE,TCF,TCG
TC0 = TCA + TCB*TMIN + TCC*TMIN*TMIN + TCD*TMIN*TMIN*TMIN +
$ TCE*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN + TCF*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN +
$ TCg*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN + TCh*TMIN*TMIN*TMIN*
$ TMIN*TMIN*TMIN*TMIN + TCi*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN*TMIN

```

```

$ *TMIN*TMLN
TK0 = 273.15 + TC0
TK01 = TK0
TC01 = TC0
IF(TK0.GE.TKS A T)TK01=TKSAT
IF(TK0.GE.TKS A T)TC01=TCSAT
PVS = EXP(18.9 1 18-3803.98/(TK01-41.68))
YE = PVS/PTMCL
YAR = 1. - YE
QAR = QROT*(1 000./60.)*(PROT+760.)/760.
QE = (YE/YAR)*QAR
QT = QAR + QE
RB = 0.05853825 *(QT**0.4)
VB = (4./3.)*3.14 1 6*RB**3.
VASC = 31.4490 7 *(RB**0.5)
TRET = TK01/5 1 3.9
BET = 695.8915 *(0.1445-0.33/TRET-0.1385/TRET**2-0.0121/TRET**3-0.
$ 000607/TRET**8.+0.644*(0.0637+0.331/TRET**2-0.423/TRET**3-0.008/T
$ RET**8.)+0.087 8/TRET**6.-0.0572/TRET**8.)
ROET = PME*(PTMCL/760.)/(R*TK01+BET*(PTMCL/760.))
TRN2 = TK01/1 2 6.2
BN2 = 309.5180 *(0.1445-0.33/TRN2-0.1385/TRN2**2-0.0121/TRN2**3-0.
$ 000607/TRN2**8.+0.039*(0.0637+0.331/TRN2**2-0.423/TRN2**3-0.008/T
$ RN2**8.))
RON2 = 28.013*(PTMCL/760.)/(R*TK01+BN2*(PTMCL/760.))
TRO2 = TK01/1 5 4.6
BO2 = 255.0404 *(0.1445-0.33/TRO2-0.1385/TRO2**2-0.0121/TRO2**3-0.
$ 000607/TRO2**8.+0.025*(0.0637+0.331/TRO2**2-0.423/TRO2**3-0.008/T
$ RO2**8))
ROO2 = 31.999*(PTMCL/760.)/(R*TK01+BO2*(PTMCL/760.))
ROAR = 0.79*RON2 + 0.21*ROO2
RODG = YAR*ROAR + YE*ROET
ROETL = 0.823 - 0.0009215*TC01
ROD = YE*ROETL + YAR*ROAR
WEB = (PME/PMAR)*RODG*VB/((PME/PMAR)+(1/YE)-1.)
CA0 = WEB/VB
PMM = PMAR
DMEAR = 0.105*((TK01/273.15)**1.77)
CTAR =(3.8783 6 + 0.0744589 * TK01)/(418.6*1000.)
CTET =(1727 - 2.53*TC01)/(418.6*10000.)
CTEAR =(YE*CTET*PME**(1/3)+YAR*CTAR*PMAR**(1/3))/
$ (YE*PME**(1/3) + YAR*PMAR**(1/3))
CPAR = 0.9898 + 5.99992E-5 * TK01
CPET = 0.63365 7 + 1.43724E-6*TC01 + 3.92856E-5*TC01**2
CPEAR = YE*CPET + YAR*CPAR
DTEAR = CTEAR * 4.186/(ROD * CPEAR)
CALL CALY()
RETURN
END

```

```

*
*****
SUBROUTINE CFPROP(TEMP,PPET)
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B9/A V,BV,CV,DV,EV,ACT,BCT,CCT,ACP,BCP,ADM,BDM,CDM,DDM
*
* MASSA ESPECIFICA FASE CONTINUA (20 A 80 C) (0 A 55% ETANOL)
*
AR = 0.998569 - 3.33071E-5*TEMP - 3.82438E-6*TEMP*TEMP

```

```
BR = -0.000804568 - 1.91461E-5*TEMP + 7.43438E-8*TEMP*TEMP
CR = -1.07916E-5 + 6.11305E-8*TEMP
```

```
*
* VISCOSIDADE FASE CONTINUA (20 A 80 C) (0 A 60% ETANOL)
```

```
*
AV = 1.46086 - 0.0240712*TEMP + 0.000131455*TEMP*TEMP
BV = 0.0630124 - 0.00189*TEMP + 1.63207E-5*TEMP*TEMP
CV = 0.00425963 - 0.000113657*TEMP + 7.85448E-7*TEMP*TEMP
DV = -0.000129844 + 3.58702E-6*TEMP - 2.60961E-8*TEMP*TEMP
EV = 9.08105E-7 - 2.51795E-8*TEMP + 1.83744E-10*TEMP*TEMP
```

```
*
* CONDUTIVIDADE TERMICA FASE CONTINUA (20 A 80 C) (0 A 100% ETANOL)
```

```
*
ACT = 0.591814 + 0.000401808*TEMP + 6.03001E-6*TEMP*TEMP
BCT = -0.00723932 + 1.55465E-5*TEMP - 3.43188E-7*TEMP*TEMP
CCT = 3.08148E-5 - 2.4297E-7*TEMP + 2.9855E-9*TEMP*TEMP
```

```
*
* CALOR ESPECIFICO FASE CONTINUA (30 A 70 C) (0 A 25% E 25 A 75%)
```

```
* PPET = % EM PESO DE ETANOL
```

```
* IF(PPET.GE.25.)GO TO 72
```

```
ACP = 1.00084 - 0.000133209*TEMP + 2.00008E-6*TEMP*TEMP
BCP = 0.00161881 + 1.38423E-5*TEMP + 6.28573E-8*TEMP*TEMP
GO TO 73
```

```
72 ACP = 1.23047 - 0.00211655*TEMP + 1.16645E-5*TEMP*TEMP
BCP = -0.007572 + 9.14E-5*TEMP - 3E-7*TEMP*TEMP
```

```
*
* DIFUSIVIDADE MASSICA FASE CONTINUA (25 A 73 C) (0 A .5 XA)
```

```
73 ADM = -0.2000081 + 0.0629893*TEMP - 0.000275227*TEMP*TEMP
BDM = 0.134747 - 0.335004*TEMP + 0.0020073*TEMP*TEMP
CDM = -0.10077 + 0.841148*TEMP - 0.00468835*TEMP*TEMP
DDM = -1.10677 - 0.598589*TEMP + 0.00302325*TEMP*TEMP
RETURN
END
```

```
*
*****
```

```
SUBROUTINE PROPFC(XE)
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B4/YE,RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CAO
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMBM,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B8/AR,BR,CR
COMMON /B9/AV,BV,CV,DV,EV,ACT,BCT,CCT,ACP,BCP,ADM,BDM,CDM,DDM
W = 100.*XE*PME/(XE*PME+(1.-XE)*PMA)
ROC = AR + BR*W + CR*W*W
VISC = AV + BV*W + CV*W*W + DV*W*W*W + EV*W*W*W*W
DEAG = (ADM + BDM*XE + CDM*XE*XE + DDM*XE*XE*XE)*0.00001
CEEAG = ACP + BCP*W
CTEAG = (ACT + BCT*W + CCT*W*W)/418.6
CTMC = 0.31*((ROC-ROD)*(VISC/100.)*981/(ROC*ROC))**(1./3.)/
$ ((VISC/100.)/(ROC*DEAG))**(2./3.)
CTCC = 0.31*((ROC-ROD)*(VISC/100.)*981/(ROC*ROC))**(1./3.)*
$ ROC*CEEAG/((CEEAG*(VISC/100.)/CTEAG)**(2./3.))
ALFAM = 3.1416**2*DMEAR/RB**2.
ALAMBM = 2.*DMEAR/(CTMC*RB)
BETAM = ALFAM/(1+ALAMBM)
ALFAC = 3.1416**2*DTEAR/RB**2.
```

```

ALAMBC = 2.*CTEAR/(CTCC*RB)
BETAC = ALFAC/(1+ALAMBC)
RETURN
END

```

```

*
*****

```

```

SUBROUTINE CALY0
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TC SAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PSAT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B4/YE, RB, VB, VASC, BET, ROD, DMEAR, WEB, CTEAR, DTEAR, CPEAR, CA0
COMMON /B7/R, PME, PMA, PMAR, PMM, PMML
COMMON /B13/CA0L, XEEY
P1 = EXP(18.9118-3803.98/(TKEQ - 41.68))

```

```

*
```

```

* EQUACAO DE WILSON

```

```

*
```

```

A1 = 2.31117 + 0.069773*TEQ
FIET = EXP(BET*(P1/760.)/(R*TKEQ))
XETC = YE*PTMCL/(FIET*A1*P1)

```

```

*
```

```

* CALCULO DA CONCENTRACAO

```

```

*
```

```

XATC = 1. - XETC
W = 100.*XETC*PME/(XETC*PME+(1.-XETC)*PMA)
CRA = 0.998569 - 3.33071E-5*TEQ - 3.82438E-6*TEQ*TEQ
CRB = -0.000804568 - 1.91461E-5*TEQ + 7.43438E-8*TEQ*TEQ
CRC = -1.07916E-5 + 6.11305E-8*TEQ
ROCAUX = CRA + CRB*W + CRC*W*W
VESP = 1./ROCAUX
PMMY = XETC*PME + XATC*PMA
VMIST0 = VESP * PMMY
CE = XETC*PME/VMIST0
CA0L = CE
XEEY = XETC
RETURN
END

```

```

*
```

```

*****

```

```

SUBROUTINE CALXE(CALM,XE)
IMPLICIT REAL *8 (A-H,O-Z)
COMMON /B7/R, PME, PMA, PMAR, PMM, PMML
COMMON /B8/AR, BR, CR
COMMON /B10/AUXXE1, AUXXE2
10 CONTINUE
XA = 1. - XE
W = 100.*XE*PME/(XE*PME+(1.-XE)*PMA)
ROCAUX = AR + BR*W + CR*W*W
VESP = 1./ROCAUX
PMXE = XE*PME + XA*PMA
VMIST = VESP * PMXE
CE = XE*PME/VMIST
IF(ABS(CE-CALM).GT.AUXXE1)THEN
XE = XE + AUXXE2
GO TO 10
ELSE
CONTINUE
END IF
RETURN

```

END

*

```

SUBROUTINE AUXIMPR(NTF)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
COMMON /B1/TC SAT,TKSAT,TEQ,TKEQ,TCAMB,TKAMB,TC0,TK0,TCONE,TKONE
COMMON /B2/PS AT,PTSAT,PROT,PMCL,PTMCL,PCONE,PTCONE
COMMON /B3/QROT,QAR,QE,QT
COMMON /B4/YE, RB,VB,VASC,BET,ROD,DMEAR,WEB,CTEAR,DTEAR,CPEAR,CA0
COMMON /B5/DEAG,CTMC,CTCC,ROC,VISC,CEEAG,CTEAG
COMMON /B6/ALFAM,BETAM,ALAMB,ALFAC,BETAC,ALAMBC
COMMON /B7/R,PME,PMA,PMAR,PMM,PMML
COMMON /B8/AR, BR,CR
COMMON /B9/A V, BV,CV,DV,EV,ACT,BCT,CCT,ACP,BCP,ADM,BDM,CDM,DDM
COMMON /B10/A UXXE1,AUXXE2
COMMON /B11/A UXTR
COMMON /B12/INT
COMMON /B13/CA0L,XEEY
COMMON /B14/FNB,ALB,TREB,ALTI,ALTF
COMMON /B15/AA,AB,AC
COMMON /B16/CEA,CEB,CEC,CED,CEE,CEF,CEG
COMMON /B17/TEA,TEB,TEC,TED,TEE,TEF,TEG,TEH,TEI
COMMON /B19/TBS,TBM,CBS,CBM,COEFMS,COEFC,COEFM,COEFC
COMMON /B21/TCA,TCB,TCC,TCD,TCE,TCF,TCG
WRITE(71,210)
210 FORMAT('20X,**DADOS DE ENTRADA**')
WRITE(71,220)TCAMB,TCSAT,TEQ,TC0,PSAT,PROT,QROT,QT,QE,QAR
220 FORMAT('2X,TEMP.AMBIENTE =,T27,F5.2,
$T33,'C/'2X,TEMP.DE SATURACAO =,T27,F5.2
$,T33,'C/'2X,TEMP. DE EQUILIBRIO = ,T27,F5.2
$,T33,'C/'2X,TEMP. CONE (GAS) = ,T27,F5.2
$,T33,'C/'2X,PRESSAO DE SATURACAO = ,F5.2,T35,'mmHg',
$/2X,PRESSAO DO ROTAMETRO = ,F5.2,T35,'mmHg',
$/2X,PRESSAO MEDIA DA COLUNA = ,F5.2,T38,'mmHg',
$/2X,VAZAO DO ROTAMETRO(AR) = ,F5.2,T37,'NI/min',
$/2X,VAZAO TOTAL INICIO = ,F6.3,T35,'cm3/s'
$/2X,VAZAO ETANOL INICIO = ,F6.3,T36,'cm3/s'
$/2X,VAZAO DE AR INICIO = ,F6.3,T35,'cm3/s')
WRITE(71,230)
230 FORMAT('2X,COEF. DE ALTURA (cm) X TEMPO DA CORRIDA (min)/)
WRITE(71,235)AA,AB,AC,AD,AE,AF
235 FORMAT('2X,AA = ,E8.2/,',2X,AB = ,E8.2/,',
$,2x,AC = ,E8.2/,',2X,AD = ,E8.2/,',2X,AE = '
$,e8.2/,',2x,AF = ,E8.2/)
WRITE(71,240)
240 FORMAT('2X,COEF. TEMPERATURA DO CONE (C) X TEMPO DA CORRIDA
$(min)/)
WRITE(71,241)TCA,TCB,TCC,TCD,TCE,TCF,TCG,TCH,TCI
241 FORMAT('2X,TCA =,E8.2/,',2X,TCB =,E8.2/,',2X,
$TCC =,E8.2/,',2X,TCD =,E8.2/,',2X,TCE =,E8.2,
$/2X,TCF =,E8.2/,',2X,TCG =,E8.2/,',2X,
$TCH =,E8.2/,',2X,TCI =,E8.2/)
WRITE(71,242)
242 FORMAT('2X,COEF. TEMPERATURA DO LIQUIDO (C) X TEMPO DA CORRIDA
$A (min)/)
WRITE(71,243)TEA,TEB,TEC,TED,TEE,TEF,TEG,TEH,TEI
243 FORMAT('2X,TEA =,E8.2/,',2X,TEB =,E8.2/,',2X,TEC =,
$,E8.2/,',2X,TED =,E8.2/,',2X,TEE =,E8.2/,',2X,TEF =,
$,E8.2/,',2X,TEG =,E8.2/,',2X,TEH =,E8.2/,',2X,TEI =,

```

```
WRITE(76,296)
296 FORMAT(' ',T2,'TEMPO',T11,'TC0',T19,'YEB',T28,'RODG',T39,'ROD',
$T46,'DMEAR',T55,'CTEAR',T63,'CPEAR',T70,'DTEAR',/,T3,'MIN',T12,
$C',T28,'g/cm3',T38,'g/cm3',T46,'cm2/s',T53,'c/cm s o',T63,
$I/g o',T70,'cm2/s/')
WRITE(77,297)
297 FORMAT(' ',T2,'TEMPO',T11,'TTCB',T19,'TTMB',T27,'TREB',T35,
$PASSO',T43,'FNB',T51,'PMCL',T58,'RB',T66,'VASC'
$,/,T3,'MIN',T12,'s',T20,'s',T28,'s',T37,'s',T43,'s-1',
$T51,'mmHg',T58,'cm',T66,'cm/s/')
WRITE(78,298)
298 FORMAT(' ',T2,'TEMPO',T11,'TBM',T19,'TBS',T28,'CA0',T39,'CBM',
$T46,'CBS',T55,'CAL',/,T3,'MIN',T12,'C',T19,'C',T28,'g/cm3',T39,
$I/g/cm3',T46,'g/cm3',T53,'g/cm3/')
RETURN
END
```