

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

Manuel Pinto Neto
Engenheiro Mecânico

Parceiro

*Este exemplar corresponde a redação final
da tese defendida por Manuel Pinto Neto e
aprovada pela Comissão Julgadora em 19.12.89,
Campinas, 19 de dezembro de 1989.*



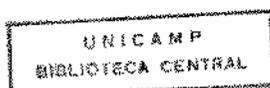
ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR NO AQUECIMENTO
DE FLUIDOS NEWTONIANOS COM PARTÍCULAS SÓLIDAS
EM LATAS CILÍNDRICAS COM ROTAÇÃO AXIAL

Orientador: Dr. Alfredo de Almeida Vitali
Co-orientador: Prof. Dr. Theo Guenter Kieckbusch

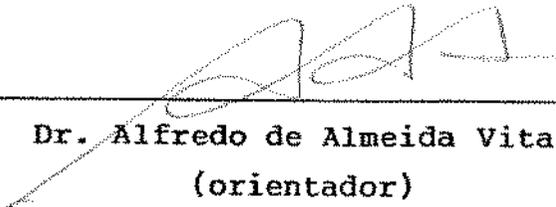
36/89

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da
Universidade Estadual de Campinas para obtenção do Título de
Mestre em Engenharia de Alimentos

Campinas - SP - 1989



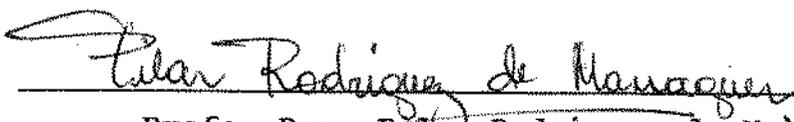
BANCA EXAMINADORA



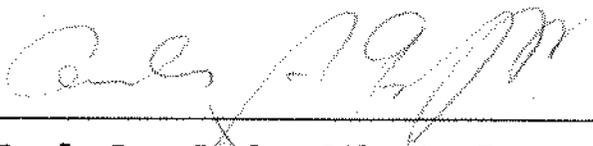
Dr. Alfredo de Almeida Vitali
(orientador)

Suplente

Prof. Dr. Theo Guenter Kieckbusch
(co-orientador)



Profa. Dra. Pilar Rodrigues de Massaguer
(membro)



Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto
(membro)

Campinas, 19 de dezembro de 1989.

dedico aos meus pais,

à Elisa,

à Thais e ao Fábio

AGRADECIMENTOS

Ao Dr. *Alfredo de Almeida Vitali*, do Instituto de Tecnologia de Alimentos, pelo estímulo, orientação, revisão, comentários dos originais e pela colaboração durante todo o desenvolvimento do presente trabalho.

Ao Professor Dr. *Theo Guenter Kieckbusch*, da Faculdade de Engenharia de Alimentos, da Universidade Estadual de Campinas, pela co-orientação, revisão, comentários sobre os originais e pela colaboração no plano de trabalho.

Ao Professor Dr. *Mentreddi Anandha Rao*, da Cornell University, pela participação quando da elaboração do tema e pela ajuda durante o decorrer do trabalho experimental.

Ao Dr. *José Gasparino Filho*, pela compreensão em dispensar meus trabalhos de rotina da Seção de Equipamentos, Projetos e Planejamento do ITAL.

Ao Dr. *Rodrigo Otávio Teixeira Neto*, pela concessão de participar no Programa de Pós-Graduação, na sua gestão como Diretor Geral do ITAL.

Ao Instituto de Tecnologia de Alimentos, na pessoa de seu atual Diretor Geral, Dr. *Rogério Perujo Tocchini*, pelo uso das instalações, equipamentos e demais facilidades.

A minha esposa *Maria Elisa Negid Pinto*, por sua compreensão, além de um inestimável apoio e incentivo durante estes anos. Agradeço ainda a cooperação na datilografia e montagem final deste trabalho.

A Desenhista *Cristina Maria Frattini Anhezini*, pelos desenhos dos gráficos.

A Bibliotecária *Antonieta Matos*, pela revisão na bibliografia.

Aos funcionários das Seções de Operações Unitárias, Processamento de Dados e Estatística, que contribuíram para que este trabalho fosse desenvolvido.

Ao meu pai, à minha mãe e à D^{ca} Theresa, pela ajuda em cuidar da Thais e do Fábio e em outros afazeres.

A todos os funcionários do ITAL que, de alguma forma, ajudaram a realizar este trabalho.

A ABIA, Associação Brasileira das Indústrias de Alimentação, pela edição deste trabalho.

INDICE

LISTA DE TABELAS	i
LISTA DE FIGURAS	iii
NOMENCLATURA	vii
RESUMO	1
ABSTRACT	3
1. INTRODUÇÃO	5
1.1. Processamento térmico	6
1.2. Microbiologia de produtos enlatados	6
1.3. Termobacteriologia de produtos enlatados	7
1.4. Equipamentos de esterilização	9
1.5. Transferência de calor em alimentos	11
2. OBJETIVOS	13
3. REVISÃO DE LITERATURA	14
3.1. Condução de calor em alimentos	15
3.2. Convecção de calor em alimentos	18
3.2.1. Convecção natural	20
3.2.2. Convecção forçada	20
3.2.2.1. Balanço de energia para lata sem partículas	20
3.2.2.2. Balanço de energia em sistemas particulados	23
3.3. Estudos de aquecimento com convecção natural	25
3.3.1. Convecção natural em fluidos sem partículas ..	25
3.3.2. Convecção natural em fluidos com partículas ..	27
3.4. Estudos de aquecimento por convecção forçada	29

3.4.1. Convecção forçada em fluidos sem partículas ..	29
3.4.1.1. Agitação por rotação axial	30
3.4.1.2. Agitação por rotação biaxial	34
3.4.1.3. Agitação por translação	36
3.4.1.4. Agitação por oscilação circular	37
3.4.1.5. Agitação alternativa linear	38
3.4.1.6. Agitação com intervalos parados	39
3.4.1.7. Agitação extremidade com extremidade	44
3.4.2. Convecção forçada em produtos líquidos	
contendo partículas	51
3.4.3. Coeficientes de transferência de calor na	
superfície das partículas de produtos	
líquidos enlatados e sob agitação	59
4. MATERIAIS E MÉTODOS	61
4.1. Equipamentos	61
4.2. Lata experimental	64
4.3. Partículas	68
4.4. Soluções-modelo	70
4.5. Termopares	72
4.6. Montagem do dispositivo de obtenção das temperatu-	
ras	73
4.7. Registrador de temperatura	78
4.8. Procedimento experimental	78
4.9. Determinação dos coeficientes globais de transfe-	
rência de calor	84
4.10. Determinação dos coeficientes de transferência de	
calor fluido-partícula	86
4.11. Cálculos analíticos	87
4.12. Análise dimensional dos dados experimentais	88
4.12.1. Números adimensionais utilizados	88
4.12.2. Dimensão característica	90
4.12.3. Modelos utilizados	90
4.13. Análise visual dos experimentos	92
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	93
5.1. Variação da temperatura com o tempo de aqueci-	
mento	93
5.2. Equação de trabalho	100
5.3. Análises dos resultados do cálculo de f_h	101

5.4. Coeficientes globais de transferência de calor ...	103
5.4.1. Efeitos do espaço-livre na transferência de calor	108
5.4.2. Influência da viscosidade	111
5.4.3. Influência das partículas	115
5.5. Estimativa do coeficiente de transferência de de calor na superfície das esferas	120
5.5.1. Avaliação usando esfera de chumbo	121
5.5.2. Resultados da simulação experimental usando o modelo de Bimbenet & Duquenoy	123
5.6. Determinação de modelo matemático para repre- sentar a transferência de calor	124
5.6.1. Análise do modelo para regime turbulento	124
5.6.2. Correlações parciais obtidas	128
5.6.2.1. Análise dos ensaios com 14mm de espaço-livre	135
5.6.2.2. Análise dos ensaios com 7mm de espaço-livre	137
5.6.3. Análise do modelo para regime laminar	138
5.6.4. Considerações sobre o número de Reynolds	139
5.6.5. Comparação entre os vários modelos matemáticos	143
5.6.6. Análise gráfica das correlações obtidas	149
6. CONCLUSÕES	154
7. BIBLIOGRAFIA	156
8. APÊNDICES	166
APÊNDICE A - Curvas de fh em função da rotação	166
APÊNDICE B - Roteiro de cálculo dos números adimensionais	171
APÊNDICE C - Relação dos valores dos logaritmos dos números adimensionais	176

LISTA DE TABELAS

TABELA 4.1. Características físicas da lata experimental ...	65
TABELA 4.2. Propriedades termofísicas das esferas experimentais.....	69
TABELA 4.3. Propriedades de transporte das soluções utilizadas	71
TABELA 4.4. Variáveis experimentais.....	85
TABELA 5.1. Resultados das análises de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos considerando todas as variáveis dos ensaios	125
TABELA 5.2. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos sem partículas sólidas ..	125
TABELA 5.3. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos com capacidade total de esferas	126
TABELA 5.4. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos com meia capacidade de esferas	126
TABELA 5.5. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com e sem esferas	129
TABELA 5.6. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com e sem esferas	130

TABELA 5.7. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com capacidade total de esferas	131
TABELA 5.8. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com capacidade total de esferas	131
TABELA 5.9. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com meia capacidade de esferas	132
TABELA 5.10. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com meia capacidade de esferas	132
TABELA 5.11. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios sem esferas	133
TABELA 5.12. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios sem esferas	133
TABELA 5.13. Faixa de números adimensionais utilizados nos ensaios	142
TABELA 5.14. Comparação entre os vários modelos de correlação apresentados na literatura, para transferência de calor em latas sob agitação	144

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1. Curvas de aquecimento para produtos sólidos, líquidos com partículas e líquidos somente.....	24
FIGURA 3.2. Lata estática;.....	30
FIGURA 3.3. Agitação axial;.....	30
FIGURA 3.4. Agitação biaxial.....	34
FIGURA 4.1. Vista geral do equipamento utilizado nos ensaios;.....	63
FIGURA 4.2. Acessórios utilizados para colocação do termopar rígido (3) na tampa, com o detalhe da partícula maior (1) e da partícula menor (2);.....	66
FIGURA 4.3. Desenho esquemático da ligação do cabo ao termopar, com as conexões O.F.Ecklund.....	67
FIGURA 4.4. Detalhes da montagem do ensaio com dois termopares; o rígido (1) e o flexível (3) com a esfera de chumbo (2), ambos colocados no fundo da lata.....	74
FIGURA 4.5. Detalhe do dispositivo interno, para fixar a esfera de chumbo, presa ao termopar flexível no centro da lata.....	75
FIGURA 4.6. Vista da junta rotativa Ellab, adaptada para cabos com plug, e da lata de folha-de-flandres, com lastro interno, fixada a junta rotativa.....	76

FIGURA 4.7. Detalhe da extremidade do tubo de alumínio, com as conexões tipo O.F.Ecklund, a serem fixadas na lata com um ou dois termopares	77
FIGURA 4.8. Registrador e indicador de temperatura Honeywell Eletronik 15	79
FIGURA 4.9. Detalhe geral do equipamento com a lata girando sob o jato d'água fora do túnel.....	82
FIGURA 4.10. Detalhe local da entrada do túnel após a lata ter sido colocada no túnel	83
FIGURA 5.1. Evolução da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (água) com relação ao tempo, para experimentos com e sem esferas	94
FIGURA 5.2. Evolução da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (sacarose a 60%) com relação ao tempo para experimentos com e sem esferas	95
FIGURA 5.3. Comportamento da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (água) representada em escala logarítmica com relação ao tempo.....	98
FIGURA 5.4. Comportamento da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (60% sacarose) representada em escala logarítmica com relação ao tempo	99
FIGURA 5.5. Evolução da temperatura no centro da esfera e no meio líquido em relação ao tempo, representada em escala logarítmica para a esfera de chumbo em solução de sacarose a 60% e esferas de plástico de 10mm de diâmetro para várias rotações da lata.....	102
FIGURA 5.6. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo	

água como fluido	104
FIGURA 5.7. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo como fluido a solução de sacarose a 20% em peso	105
FIGURA 5.8. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo como fluido a solução de sacarose a 40% em peso...	106
FIGURA 5.9. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo como fluido a solução de sacarose a 60% em peso ..	107
FIGURA 5.10. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para latas sem esferas..	112
FIGURA 5.11. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com carga total de esferas a 10,4mm (Total de 294 partículas)	113
FIGURA 5.12. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com carga total de esferas de 8mm (Total de 725 partículas) .	114
FIGURA 5.13. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com meia carga de esferas 10,4mm (Total de 147 partículas).....	117
FIGURA 5.14. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com meia carga de esferas de 8mm (Total de 360 partículas).....	118
FIGURA 5.15. Movimentação das partículas em fluidos pouco viscosos	120
FIGURA 5.16. Movimentação das partículas em fluidos muito viscosos	120
FIGURA 5.17. Evolução da temperatura no centro da esfera de chumbo e no meio líquido para a solução de	

sacarose a 60% em peso com capacidade total de esferas de 10mm de diâmetro.....	122
FIGURA 5.18. Correlação gráfica dos dados obtidos experimentalmente (Eq. 5.20)	150
FIGURA 5.19. Análise do gráfico tridimensional para o número de Nusselt.....	152

NOMENCLATURA

A	- área	m^2
Ac	- área da superfície da lata	m^2
Ap	- área da superfície da partícula	m^2
a	- raio da esfera ou cilindro	m
b	- comprimento do cilindro	m
B, B'	- constantes das equações 4.2 e 4.3	-
C, C'	- constantes das equações 4.2 e 4.3	-
Cd	- coeficiente de arraste	-
Cp	- calor específico	J/kg.K
D	- tempo de redução decimal	min
Dc	- diâmetro da lata	m
Dci	- diâmetro interno da lata	m
Dp	- diâmetro da partícula	m
Dr	- diâmetro de rotação	m
Dro	- diâmetro do rolete de rotação	m
E	- constante da equação 4.3	-
F	- tempo de destruição térmica	min
Fo	- tempo de destruição térmica a $121,1^{\circ}C$ e $Z = 10^{\circ}C$	min
f	- tempo para a curva de aquecimento ou resfriamento atravessar um ciclo logaritmico	min
fh	- tempo para a curva de aquecimento atravessar um ciclo logaritmico	min
fi	- representação de f numa série exponencial	min
g	- aceleração da gravidade	m/s^2

h	-	coeficiente de transferência de calor por convecção	$W/m^2 \cdot ^\circ C$
h _c	-	coeficiente de transferência de calor médio local	$W/m^2 \cdot ^\circ C$
h _s	-	coeficiente de transferência de calor na superfície de um produto sólido	$W/m.C$
h _p	-	coeficiente de transferência de calor na superfície da partícula	$W/m^2 \cdot ^\circ C$
H	-	altura do espaço-livre	m
j	-	fator adimensional que representa a relação entre a resistência térmica externa e interna de um produto sólido	-
j _i	-	representação de j em uma série exponencial	-
k	-	condutividade térmica	$W/m.k$
L	-	comprimento da lata	m
L _{ce}	-	comprimento interno da lata	m
m	-	massa do produto	kg
N	-	rotação	1/min
q	-	fluxo de calor	W
R ₁	-	primeira raiz da função de Bessel de primeira espécie e ordem zero	-
R _r	-	raio de rotação	m
S	-	raio da autoclave	m
T	-	temperatura	$^\circ C$
T'	-	temperatura pseudo-inicial	$^\circ C$
T _f	-	temperatura do fluido	$^\circ C$
T _o	-	temperatura inicial	$^\circ C$
T _p	-	temperatura média da partícula	$^\circ C$
T _s	-	temperatura do vapor	$^\circ C$
T _{sp}	-	temperatura da superfície da partícula	$^\circ C$
T	-	temperatura do meio	$^\circ C$
U	-	coeficiente global de transferência de calor	$W/m^2 \cdot ^\circ C$
V	-	volume	m ³
v	-	velocidade média de massa	m/s

X	- comprimento característico do sólido	m
ω	- velocidade angular	rd/s
Z	- diferença no valor da temperatura para a curva de morte térmica atravessar um ciclo logarítmico.....	$^{\circ}\text{C}$
α	- difuvisidade térmica	m^2/s
α_p	- difuvisidade térmica da partícula	m^2/s
α_f	- difusividade térmica do fluido	m^2/s
β	- coeficiente de expansão térmica	1/K
ρ	- densidade	kg/m^3
ϵ	- fração de volume ocupado pelas partículas dentro da lata	-
μ	- viscosidade dinâmica	cP
μ'	- viscosidade aparente	$\text{N.s}^n/\text{m}^2$
π	- 3,141592	
Σ	- somatório (sigma)	
Δ	- diferença (delta)	

Subscritos

- p - referente a partícula
- c - referente a lata
- f - referente ao fluido
- b - referente às condições existentes na parte central da lata
- w - referente às condições existentes próximo à parede da lata

Grupos adimensionais

$$\text{Bi} - \text{número de Biot} = \frac{h \cdot x}{k_p}$$

$$\text{Fo} - \text{número de Fourier} = \frac{\alpha \cdot t}{z^2}$$

$$\text{Gr} - \text{número de Grashof} = \frac{L^3 \cdot g \cdot \beta \cdot \rho^2 \cdot \Delta T}{\mu^2}$$

Gz - número de Graetz = $Re \cdot Pr \cdot D/L$

Pe - número de Peclet = $Re \cdot Pr$

Pr - número de Prandtl = $\frac{C_p \cdot \mu}{k_f}$

Ra - número de Rayleigh = $Gr \cdot Pr$

Re - número de Reynolds = $\frac{D^2 \cdot \pi \cdot N \cdot \rho}{\mu}$

Re - número de Reynolds rotacional = $\frac{D^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$

x - distância adimensional

$\left(\frac{T_s - T}{T_s - T_o} \right)$ - temperatura adimensional

GRo- número de Reynolds generalizado = $\frac{D^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$

GPr- número de Prandtl generalizado = $\frac{C_p \cdot \mu}{k_f}$

Siglas

D.U.T.- duração de uma unidade de transferência de calor

AWG - (American Wire Gauge) padrão para bitolas de fios e malhas

CMC - carboximetilcelulose

°Brix - graus Brix (teor de sólidos solúveis expresso com porcentagem em massa de sacarose em água)

rpm - rotações por minuto

pH - potencial hidrogeniônico (acidez)

E.L.- espaço-livre

RESUMO

Com o auxílio de um "Spin Cooker Cooler", estudou-se a influência da rotação axial (40-120rpm), sobre a transferência de calor em latas cilíndricas (0,073 x 0,104m) de folha-de-flandres contendo fluidos newtonianos (água e soluções de sacarose) e partículas-modelo (esferas de plástico de 8 e 10mm de diâmetro). Variou-se também a altura do espaço-livre (7 e 14mm) e o grau de enchimento das partículas nas latas. Em alguns casos críticos foi feito uma observação visual do processo, utilizando recipientes de vidro.

A temperatura foi medida no centro geométrico da lata e em alguns experimentos no interior das partículas. Constatou-se que os h_f do fluido e das partículas possuíam valores muito próximos, o que permitiu simplificar a equação do balanço de energia para calcular os coeficientes de transferência de calor.

A fração de volume das partículas afetou o comportamento térmico do sistema, sendo que à medida que se acrescentava partículas ao mesmo, ocorria uma diminuição na transferência de calor, com exceção dos casos em que o fluido era água. Dentro da faixa de diâmetros adotados, o coeficiente de transferência de calor, é independente do tamanho das esferas.

O aumento da rotação, na maioria dos experimentos, apresentou um incremento no coeficiente global de transferência de calor, exceto quando o espaço-livre era de 7mm.

Foram obtidas várias correlações com números

adimensionais que podem ser utilizadas para estimar as taxas de transferência de calor em sistemas similares.

As correlações entre o número de Nusselt e os números de Reynolds e Prandtl permitiram confirmar o comportamento do sistema em função das variáveis utilizadas.

ABSTRACT

Heat transfer, to model fluid foods containing particulates inside axially rotating (40-120rpm) cylindrical tin can (0.073 x x 0.104m), was studied. The experiments were conducted in a "Spin Cooker Cooler" specially modified.

The Newtonian liquids used, included water and different concentrations of sucrose solutions. Plastic spheres of two sizes (8 and 10mm), simulated food particles.

The effect of headspace (7 and 14mm) and the volume fraction occupied by the solid particles, were considered. In some critical cases, a visual observation of the process was done using a glass container of the same size.

Temperatures of the geometric center of the can, was monitored in all experiments, and in some cases, the temperature inside the particle was also registered.

The values of f_h of both, the fluid and particle, was found to be very close, allowing a simplification in the equation of energy balance, when evaluating the heat transfer coefficients.

An increasing in the speed of rotation, in most of the cases, increases the overall heat transfer coefficient, with exception to some cases, which headspace was 7mm.

The volume fraction of particles inside the can affected the thermal behavior of the system. Increasing the amount of particles, tends to decrease the heat transfer coefficient. This happened markedly to sucrose solutions.

Within the size range of the particles used , the heat transfer coefficient was found to be independent of the diameter of the particles.

Several correlations were developed to predict heat transfer in this kind of system, in terms of Nusselt, Reynolds, and Prandtl numbers. The characteristic length dimension was the diameter of the can.

1. INTRODUÇÃO

O processo de prolongar o tempo entre a colheita do alimento e o seu consumo, procurando manter as qualidades nutritivas, o sabor e o aroma, é chamado de preservação. A deterioração ocorre devido a reações químicas ou pela ação de microrganismos e pode se iniciar com uma leve alteração da cor ou do sabor, chegando até a decomposição do mesmo.

Existem vários métodos de preservação de alimentos, classificados nos seguintes grupos: métodos químicos, biológicos e físicos (KAREL *et alii*, 1975).

Os métodos químicos consistem em adicionar substâncias aos alimentos como sal, ácidos, açúcar, etc.; já os métodos biológicos fazem uso da ação de microrganismos, como na fermentação alcoólica ou ácida.

Os métodos físicos são aqueles que usam isoladamente ou em conjunto os seguintes meios: aquecimento, congelamento, irradiação, secagem e embalagens adequadas.

Industrialmente, os métodos físicos são os mais utilizados, e entre eles o enlatamento com posterior aquecimento, já é um processo tradicional para conservação de alimentos, sendo também conhecido como apertização, em homenagem a Nicholas Appert que introduziu essa técnica no início do século XIX.

1.1. Processamento térmico

A aplicação do calor para preservação de alimentos é conhecida como processamento térmico e pode ser classificado de acordo com sua intensidade e finalidade, como: branqueamento, pasteurização, esterilização e esterilização comercial (KAREL *et alii*, 1975).

O branqueamento é uma forma branda de tratamento térmico apropriada para inativar enzimas em frutas e vegetais. A pasteurização é um processo utilizado para se inativar microrganismos patogênicos comuns a determinados alimentos.

A esterilização implica em destruir completamente todos os microrganismos presentes no alimento, o termo esterilização comercial se refere a um nível de intensidade capaz de inativar os microrganismos patogênicos com riscos à saúde pública que possam estar presentes, bem como microrganismos que simplesmente deterioram o alimento e que sejam capazes de se reproduzir sob condições normais de armazenamento.

Portanto a esterilização comercial não é um processo no qual todo microrganismo existente no alimento é destruído, e conseqüentemente não conduz a um produto bacteriologicamente estéril.

1.2. Microbiologia de produtos enlatados

O objetivo de um tratamento térmico, é destruir pelo calor a maior quantidade de microrganismos existentes no alimento e ao mesmo tempo provocar o mínimo de perdas na qualidade do produto em termos de nutrientes, cor e aroma.

A intensidade do tratamento vai depender da acidez do meio e dos tipos de microrganismos que ali possam se desenvolver, sendo os mais importantes as bactérias, fungos e leveduras (STUMBO, 1973).

Os alimentos podem ser de baixa acidez ($\text{pH} > 4,5$), ácidos ($\text{pH} = 4,0$) e altamente ácidos ($\text{pH} < 4,0$) e o tratamento térmico deve ser mais intenso para alimentos de baixa acidez e menos intenso para os ácidos e os altamente ácidos.

Uma bactéria que se desenvolve apenas em produtos de baixa acidez, denominada *Clostridium botulinum*, tem sido considerada como a mais importante e um fator de controle na esterilização desse tipo de alimento. Essa bactéria é anaeróbica, produz esporos resistentes ao calor, que durante a germinação e crescimento, liberam uma toxina altamente letal. Para sua destruição é necessário aquecer o alimento a temperaturas superiores a 100°C .

No processamento de produtos ácidos ou altamente ácidos, o aquecimento até 100°C é suficiente, visto que apenas células vegetativas, fungos e leveduras devem ser eliminados e os mesmos são muito sensíveis ao calor.

1.3. Termobacteriologia de produtos enlatados

A letalidade de um processamento térmico, é medida através da quantificação da inativação da carga microbiana presente no alimento.

Ela depende da resistência do organismo ao calor, da relação temperatura e tempo durante a qual o produto foi submetido e da velocidade de propagação do calor, que é limitada pelas

propriedades térmicas e pela configuração do produto.

Um tratamento térmico adequado deve apresentar uma alta letalidade a fim de produzir alimentos comercialmente estéreis. A indústria de alimentos trabalha com uma probabilidade menor que 10^{-9} de encontrar uma embalagem contendo uma bactéria do tipo *C.botulinum* (CHARM, 1963).

Os experimentos para detectar a morte térmica de organismos em produtos enlatados, são feitos em vários níveis de intensidade de calor fornecidos ao alimento.

O Tempo de Redução Decimal, ou seja, o tempo necessário para se reduzir de 90% a população microbiana, a uma determinada temperatura é conhecido pelo símbolo "D". A variação de "D" com a temperatura é a chamada Curva de Tempo de Morte Térmica (NATIONAL CANNERS ASSOCIATION, 1979).

Estudos demonstram que o tempo necessário para se promover uma determinada redução percentual de microrganismos, decresce logaritmicamente à medida que se aumenta a temperatura de processo. Isso é representado pelo valor de "Z", dado em graus centígrados, e corresponde à inclinação da curva de tempo de morte térmica, representada em escala semilogarítmica. O valor de "Z" mede a diferença de temperatura necessária para a curva atravessar um ciclo logarítmico de tempo. Alternativamente, se a temperatura de processo for aumentada em Z graus centígrados ocorre uma diminuição de 90% no tempo de processamento para se obter um mesmo valor de mortalidade de determinado microrganismo.

A importância dessa curva está no fato de se obter para cada temperatura um valor de tempo, conhecido pelo símbolo "F", durante o qual se obtém a destruição térmica de determinado microrganismo.

O símbolo "F₀" é o valor F quando a temperatura usada é

de 121°C (250°F) e o valor de Z é de 10°C .

Quando se obtém a curva de morte térmica para um determinado microrganismo e a curva de penetração de calor em um alimento enlatado, é possível calcular o tempo de processamento térmico necessário para atingir determinada letalidade no produto.

O cálculo do processamento térmico deverá ser específico para o tipo de equipamento utilizado, pois cada equipamento aquece de maneira diferente o mesmo produto na mesma embalagem.

1.4 Equipamentos de esterilização

Diferentes tipos de equipamentos de esterilização são usados na indústria de conservas, conforme o produto a ser esterilizado. Podem ser classificados como aquecedores a pressão atmosférica ou pressurizados, sendo que os primeiros são tanques ou túneis abertos e os segundos são as autoclaves. Em ambos, as embalagens podem permanecer estáticas ou sob agitação (MARKAKIS *et alii*, 1980).

Os produtos mais ácidos utilizam o aquecimento à pressão atmosférica, que pode ser feito com água quente, vapor saturado ou chama de gás. Nessa categoria estão incluídos equipamentos como o "Spin Cooker Cooler", o do processo "Steriflame", túneis de pasteurização de cervejas e os cozedores fechados com agitação do tipo FMC (NATIONAL CANNERS ASSOCIATION, 1979).

A temperatura necessária na esterilização de alimentos de baixa acidez, é superior à da ebulição da água à pressão atmosférica e dessa forma, os equipamentos precisam utilizar vapor pressurizado.

As autoclaves estáticas, verticais ou horizontais, são

mais antigas mas ainda as mais utilizadas. O processamento é descontínuo e elas são empregadas principalmente para esterilizar produtos que se aquecem por condução e aqueles em grandes recipientes.

As autoclaves pressurizadas com agitação podem ser contínuas ou não, dependendo da forma de agitação.

Quando a agitação é por rotação axial, a produção pode ser contínua, como no caso de equipamentos do tipo "Sterilmatic", onde as latas são processadas dentro de uma carcaça horizontal cilíndrica e movimentadas por um cilindro rotativo e por uma espiral metálica presa a carcaça, que faz o transporte longitudinal das latas. A pressão é mantida por válvulas de carga e descarga especiais e a rotação do tambor pode variar em função do tempo de processamento necessário (NATIONAL CANNERS ASSOCIATION, 1979).

No caso da agitação ser extremidade com extremidade ou translação, a produção é descontínua e o carregamento e descarregamento utiliza maior mão de obra.

A vantagem da autoclave com agitação está nas altas taxas de penetração de calor alcançadas e com isso reduzir-se os tempos de processamento, o que proporciona um menor consumo energético e produtos de melhor qualidade.

Um outro tipo de autoclave muito utilizada é a hidrostática, na qual a pressão interna é mantida por colunas de água e os recipientes são levados para dentro do equipamento por meio de correntes ou correias. Nessa autoclave a produção é contínua, mas o conteúdo das latas não sofre agitação, devido a baixa velocidade da corrente transportadora que é geralmente entre 6 e 7cm/min. (NATIONAL CANNERS ASSOCIATION, 1979).

1.5 Transferência de calor em alimentos

A transmissão de calor está associada a uma diferença de temperatura entre duas regiões e é governada pela combinação de várias leis independentes da física (KREITH, 1968).

São reconhecidos pela literatura três mecanismos fundamentais de transmissão de calor : condução, radiação e convecção; na realidade este último não consiste em um mecanismo básico de transmissão de calor, pois também depende para sua operação, do transporte mecânico de massa, mas tem sido aceito como tal por uma questão de simplificação.

A radiação de calor em alimentos ocorre em pequena escala ou em processos específicos, devido às baixas temperaturas dos processamentos em geral e portanto não será levado em consideração.

Os alimentos aquecidos tipicamente por condução são carnes em conserva, vegetais e frutas altamente compactados na embalagem e produtos amiláceos em estado gelatinizado.

Na convecção o transporte de energia é feito pela ação combinada de condução de calor, armazenamento de energia e movimento da mistura.

A convecção pode ser natural ou forçada dependendo se o agente da mistura for ocasionado simplesmente por diferença de densidade das partículas ou por um agente externo, como a agitação mecânica.

Os alimentos aquecidos simplesmente por convecção são por exemplo, sucos de frutas, sopas e produtos lácteos, já os aquecidos por condução e convecção são os produtos sólidos imersos em salmoura ou xarope e sopas contendo partículas vegetais ou carne.

Existem ainda produtos que quando aquecidos inicialmente se comportam tipicamente como convectivos, mas que durante o aquecimento passam a ter comportamento tipicamente condutivo, devido a uma mudança na sua estrutura, como por exemplo, um aumento da viscosidade. Um exemplo desse tipo de produto alimentício são aqueles que contém amido e o mesmo se gelatiniza durante o aquecimento.

2. OBJETIVOS

Existe relativamente pouca informação sobre o fenômeno da transferência de calor em latas sob agitação, contendo alimentos sólidos particulados em suspensão.

No presente trabalho procurou-se estudar e analisar os fenômenos de troca de calor que ocorrem em recipientes cilíndricos contendo sólidos, principalmente esféricos, sob agitação por rotação axial, simulando equipamentos que utilizam este tipo de processo.

A meta principal do trabalho foi quantificar a influência da rotação, tamanho de espaço-livre, dimensão e quantidade das partículas e também a viscosidade do fluido na transferência de calor. Especificamente, ênfase será dada a uma análise do comportamento do coeficiente global de transferência de calor com relação as variáveis acima indicadas, para então desenvolver um modelo que caracterizasse o fenômeno convectivo através de correlações com números adimensionais.

3. REVISÃO DE LITERATURA

Uma revisão crítica dos primeiros trabalhos científicos na área de transferência de calor em alimentos enlatados foi feita por CHARLETT (1955). Ele descreve o desenvolvimento de termopares e dos indicadores de temperatura, além de experimentos desenvolvidos por inúmeros pesquisadores utilizando estes instrumentos, que permitiam acompanhar a formação do perfil de temperatura dentro da lata sob diversas condições e considerando vários fatores.

Charlett menciona que os primeiros pesquisadores que mediram as taxas de transferência de calor em alimentos enlatados, foram Prescott & Underwood em 1897, que usaram termômetros de máxima dentro de latas que eram submetidas ao aquecimento com água em ebulção.

Os termopares foram utilizados pela primeira vez por Bitting & Bitting em 1917 que, segundo o autor, apresentaram um trabalho pioneiro sobre alimentos enlatados processados com vapor d'água sob pressão.

Em seu trabalho Charlett cita ainda Thompson, que em 1919 deu os primeiros detalhes de um instrumento capaz de medir a penetração de calor em alimentos enlatados e apresentou alguns desenvolvimentos matemáticos dos dados obtidos.

São destaques também nessa revisão, os trabalhos de Bigelow & Ball desenvolvendo um método gráfico para determinação dos parâmetros de penetração de calor; os de Jones que estudou o

aquecimento de produtos por convecção; os de Jackson & Olson sobre mecanismos de transferência de calor dentro das latas de conservas e os de Fagerson, Esselen & Powers com estudos de transferência de calor em recipientes de vidro contendo várias suspensões de bentonita.

Nas últimas décadas houve um grande avanço no desenvolvimento de soluções para as equações diferenciais, que representam a transferência de calor por condução em regime transiente para sólidos de diferentes geometrias e sob diversas condições de contorno (CARSLAW & JAEGER, 1959).

Utilizando estas soluções, alguns autores como LENZ & LUND (1978), HAYAKAWA (1979) e PFLUG (1965) aperfeiçoaram métodos matemáticos que com o auxílio de modernos computadores permitem prever com exatidão a relação tempo-temperatura para inúmeros produtos alimentícios, enlatados ou não, quando os mesmos são submetidos a um tratamento térmico.

3.1 Condução de calor em alimentos

Para a condução de calor unidimensional em regime permanente, foi desenvolvida experimentalmente uma relação matemática por J.B.J. Fourier em 1822, a qual estabelece que o calor transmitido, é diretamente proporcional à área através da qual ele flui e ao gradiente de temperatura na direção do fluxo. O coeficiente de proporcionalidade é a condutividade térmica do material.

$$q = -k.A.\frac{dT}{dx} \quad (3.1)$$

A maioria dos casos de transferência de calor em alimentos são relativas a situações de transiente térmico, e para essas situações a equação diferencial obtida é da seguinte forma:

$$\frac{k}{\rho \cdot C_p} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] = \frac{\partial T}{\partial t} \quad (3.2)$$

onde $\frac{k}{\rho \cdot C_p} = \alpha$ (difusividade térmica do material)

A difusividade térmica representa fisicamente, a relação entre a condução e a capacidade de armazenamento de calor no material, e indica a velocidade com que a frente de temperatura se propaga no sentido do fluxo de calor.

Integrando-se a equação 3.2 com as condições de início e contorno para cada situação, obtem-se equações clássicas de condução de calor em regime transiente.

$$\frac{T_s - T}{T_s - T_o} = f(X, Bi, Fo) \quad (3.3)$$

onde X é uma coordenada adimensional;

Bi é o número de Biot, $h_e \cdot x/k$;

Fo é o número de Fourier ou o tempo adimensional, $\alpha t/x^2$.

O número de Biot representa a relação entre a resistência convectiva externa e a resistência à transferência de calor no produto.

As soluções exatas de transferência de calor por condução transiente em alimentos, normalmente estão restritas a condições de contorno onde a temperatura do meio é constante, as propriedades térmicas não variam com a temperatura, não existe mudança de fase e tanto a temperatura inicial como as propriedades térmicas são uniformes em todo o produto. Essas soluções tem a

forma de séries de funções ortogonais.

No processamento térmico, o centro geométrico do sólido é o ponto crítico. Para essa posição, nos casos de sólidos de geometrias simples, as equações se simplificam e tomam a seguinte forma geral:

$$\frac{T_s - T}{T_s - T_0} = \sum_{i=1}^{\infty} C_i \cdot e^{-(\xi_i^2 Fo)} \quad (3.4)$$

onde C_i e ξ_i tem valores bem definidos para cada geometria e são funções do número de Biot (Incropera e de Witt, 1985).

Devido a natureza exponencial da série, a mesma converge rapidamente quando o número de Fourier é maior que 0,3 e a equação 3.4 pode ser representada apenas pelo primeiro termo da série.

Em um gráfico $\ln\left(\frac{T_s - T}{T_s - T_0}\right)$ versus tempo, essa situação é representada por uma curva que tende a uma reta em torno desses valores de Fourier. No processamento de alimentos é dada especial consideração a essa reta, que normalmente é definida em função de dois parâmetros, j e f , relacionados a essa linearização em escala logarítmica decimal.

PFLUG *et alii* (1965) fizeram uma análise comparativa desenvolvendo as duas formas da equação e a correspondência entre elas, e obtiveram a seguinte representação:

$$\frac{T_s - T}{T_s - T_0} = \sum_{i=1}^{\infty} j_i \cdot e^{-\left(\frac{t}{f_i} \ln 10\right)} \quad (3.5)$$

Nesse caso adotamos a equação da reta obtida, que tem a seguinte forma:

$$\log (T - T_s) = \frac{-t}{f} + \log [j (T_0 - T_s)] \quad (3.6)$$

Essa equação é chamada de curva de aquecimento e resfriamento do produto, o parâmetro f é o inverso da inclinação da reta e é igual ao tempo necessário para que a reta atravessasse um ciclo logarítmico. O fator j indica um maior ou menor tempo inicial de resposta da temperatura central do produto e é definido pela seguinte equação:

$$j = \frac{T' - T_s}{T_o - T_a} \quad (3.7)$$

onde T' é a temperatura pseudoinicial do produto, considerada na interseção da reta obtida com o eixo das ordenadas.

Os parâmetros experimentais f e j , são utilizados no método do cálculo de esterilização, desenvolvido por Ball em 1923, para produtos com aquecimento convectivo ou condutivo.

A reta obtida para o aquecimento é diferente da obtida para o resfriamento e portanto, os parâmetros f e j , são referidos ao aquecimento subscritos com a letra h (f_h e j_h) e para o resfriamento com a letra c (f_c e j_c).

3.2 Convecção de calor em alimentos

O calor transmitido por convecção não é regido por uma lei física, como no caso da condução, mas por uma relação empírica desenvolvida por Isaac Newton em 1701, e tem a forma:

$$q = \bar{h}_c \cdot A \cdot (T_p - T_f) \quad (3.8)$$

Essa fórmula é na realidade uma definição do coeficiente médio de transferência de calor local (\bar{h}_c), de difícil avaliação

por ser a convecção um fenômeno muito complexo, que depende de vários fatores como, geometria da superfície, velocidade do fluido e propriedades termo-físicas do fluido.

A efetividade da transmissão de calor por convecção, depende em grande parte do movimento de mistura do fluido, conseqüentemente o estudo desse mecanismo fundamenta-se no conhecimento das características de escoamento do fluido.

Os problemas de transferência de calor para fluidos puros, e com densidade, viscosidade e condutividade térmica constantes com a temperatura, podem ser resolvidos analiticamente utilizando as três equações de transporte de energia (BIRD *et al.*, 1960).

$$\nabla \cdot \bar{V} = 0 \quad (3.9)$$

$$\rho \frac{D \bar{V}}{D t} = - \nabla p + \mu \nabla^2 \bar{V} + \rho \epsilon \quad (3.10)$$

$$\rho C_p \frac{D T}{D t} = k \nabla^2 T \quad (3.11)$$

A equação 3.9, é a equação da continuidade, a equação 3.10 é a da quantidade de movimento e a equação 3.11 é a do balanço de energia, desprezando-se a dissipação viscosa de energia no fluido.

No caso da condução pura, a equação 3.10 não tem sentido, devido a ausência de movimento de partículas. A resolução desse conjunto de equações, permitem resolver problemas de transferência de calor em fluidos sob condições de contorno restritas, e com comportamento fluidodinâmicos matematicamente representáveis.

Para os casos onde os perfis de velocidade são muito complexos e as condições de contorno difíceis de serem

estabelecidas, como para os produtos enlatados sob agitação, torna-se impossível encontrar uma solução analítica a partir dessas equações. Neste caso, apenas o balanço de energia para o sistema em estudo, é normalmente empregado.

3.2.1. Convecção natural

A maioria das indústrias de alimentos realizam o processamento térmico em autoclaves estáticas, onde a maior resistência ao aquecimento do produto, é devido a convecção natural dentro da lata.

Para decidir sobre o tempo de aquecimento ótimo para esterilizar estes produtos, é necessário conhecer o comportamento das correntes de fluxo no produto e o perfil de temperatura dentro da embalagem.

Alguns estudos têm sido desenvolvidos para se obter essas duas características do aquecimento, porém ainda não foram encontradas soluções analíticas simples que representem a situação com razoável precisão.

Na convecção natural, o que causa a movimentação do fluido é a variação de densidade devido às variações de temperatura. As equações diferenciais que representam esse movimento dentro de um recipiente cilíndrico são as equações de Navier-Stokes em coordenadas cilíndricas.

3.2.2 Convecção forçada

3.2.2.1 Balanço de energia para a lata sem partículas

O balanço de energia para o aquecimento por convecção, de um produto enlatado de massa m e calor específico C_p , pode ser escrito da seguinte maneira:

$$U.A.(T_s-T) = m.C_p.\frac{dT}{dt} \quad (3.12)$$

Neste balanço U representa o coeficiente global de transferência de calor e não é considerada a capacidade térmica da embalagem.

Esta equação é diretamente aplicável para processos onde a temperatura do meio é constante, caso de vapor saturado, e o líquido no interior da embalagem seja suficientemente agitado, de forma que sua temperatura possa ser considerada uniforme. A equação também não considera, que haja partículas em suspensão.

Considerando-se U e C_p constantes durante o processo, e integrando-se essa equação, para a condição inicial $T = T_0$, obtém-se:

$$\ln \frac{T_s-T}{T_s-T_0} = - \frac{U A}{m C_p} t \quad (3.13)$$

Quocientes do tipo $\frac{m C_p}{U A}$, são comuns em situações que envolvam transferência de calor e massa. Tem unidade tempo e normalmente são chamados de D.U.T (Duração de uma Unidade de Transferência) por Bimbenet, J.J. & Michiels, L., 1974.

A razão $[U A / m C_p]$ representa o coeficiente angular da reta formada pelos pontos obtidos dos valores de temperatura adimensional em função do tempo, quando os mesmos são locados em uma carta semi-logarítmica. Da inclinação da reta determina-se o valor do coeficiente de transferência de calor U , sabendo-se as

características do fluido e do recipiente.

A equação 3.13 também pode ser escrita da seguinte forma:

$$\frac{T_s - T}{T_s - T_o} = e^{-\left[\frac{U A}{m C_p}\right] t} \quad (3.14)$$

e comparando-se com as equações 3.5 e 3.6 verifica-se que j é unitário e que f e D.U.T. podem ser relacionados pois representam o mesmo coeficiente angular.

No caso do aquecimento ocorrer somente por convecção ou condução em um meio com a temperatura constante, o parâmetro f_h depende somente das características físico-térmicas do alimento e das dimensões do recipiente (considerando-se o número de Biot infinito) BALL C.O. & OLSON F.C. (1957) e MICHIELS, L. (1982).

Para convecção temos:

$$f_h = 2,303 \frac{V \rho C_p}{U A} = 2.303 \text{ D.U.T.} \quad (3.15)$$

onde V é o volume do produto.

No caso da condução temos a seguinte equação, que é específica para produtos enlatados em embalagens de forma cilíndrica:

$$f_h = \frac{2,303}{\alpha \left[\left(\frac{R_1^2}{a^2} \right) + \left(\frac{\pi^2}{4 b^2} \right) \right]} \quad (3.16)$$

onde a e b são as dimensões da lata e R_1 é a raiz da função de Bessel, de primeira espécie e ordem zero (2,4048).

Devido a essa proporcionalidade existente entre o f_h com o valor do coeficiente global de transferência de calor (U),

muitos autores como BERRY *et al.*(1979); BERRY *et al.*(1985); e JAVIER *et al.*(1985), utilizam o valor de fh para análise dos resultados de estudos de penetração de calor.

Essa prática se deve sobretudo à simplicidade e à conceituação intuitiva de aquecimento, inerente em f . Essas facilidades desaparecem, entretanto, quando se tenta correlacionar dados de diferentes massas ou geometrias. Nessa caso, relações baseadas em fundamentos físicos, com a equação 3.14 demonstram melhor ajuste.

3.2.2.2 Balanço de energia em sistemas particulados

Quando a convecção e a condução ocorrem simultânea ou sucessivamente, temos de analisar qual o mecanismo que é predominante, avaliando as características fluidodinâmicas do sistema.

Esse é o caso de partículas sólidas imersas em meio fluido, cuja dinâmica é afetada pelo tamanho da partícula, pela fração de volume de partículas (ϵ) e pelas propriedades termofísicas da partícula e do fluido.

As curvas de aquecimento para a fase líquida e para a fase sólida neste tipo de produto sob agitação, representada em papel mono-log, possuem a mesma inclinação, porém não são coincidentes (BIMBENET, J.J. & DUQUENOY, A., 1974).

Portanto, o valor de fh das partículas e do fh do meio fluido, devem ser iguais, mas o j não. Conforme pode ser visto pela Figura 3.1, j é maior para as partículas, pois a resposta térmica nelas é mais lenta.

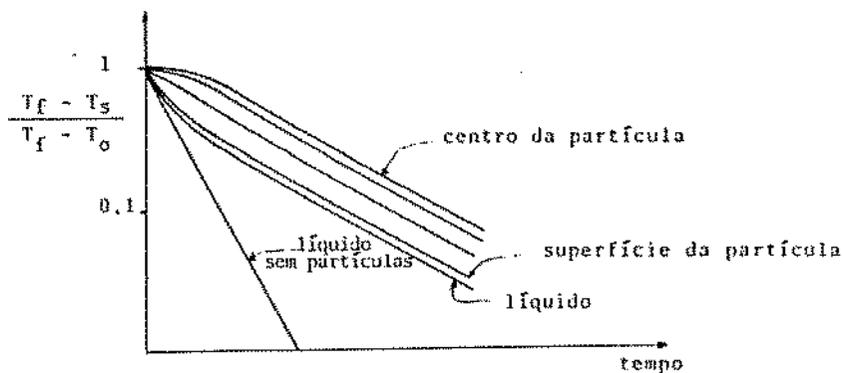


FIGURA 3.1. Curvas de aquecimento para produtos sólidos, líquidos com partículas e líquidos somente.

Para produtos caracterizados como fluidos com partículas em suspensão e assumindo que não haja gradientes térmicos no fluido, o balanço de energia para o recipiente é (segundo BIRD et al., 1960):

$$(1-\epsilon).V.(C_p)_f \frac{dT_f}{dt} + \epsilon.V.(C_p)_p \frac{dT_p}{dt} = U.A.(T_s - T_f) \quad (3.17)$$

onde ϵ representa a relação entre o volume de partículas e o volume disponível dentro da lata (sem o espaço-livre).

O balanço de energia na partícula é:

$$h_p . A_{pt} . (T_f - T_{sp}) = \epsilon.V.(C_p)_p \frac{dT_p}{dt} \quad (3.18)$$

onde T_{sp} é a temperatura na superfície da partícula e h_p é o coeficiente de transferência de calor nessa superfície.

A resistência global à transferência de calor, $1/U$, é composta por três parcelas: a do exterior à lata, a da chapa metálica e a do fluido na superfície interna da lata.

Quando o aquecimento é feito com vapor saturado, a resistência externa, devido a condensação do vapor, é muito baixa. A chapa metálica apresenta alta condutividade térmica, quando comparada com a oferecida pela película fluida interna. Isto significa que, a temperatura da superfície interna da lata, deve

ser muito próxima da temperatura do meio de aquecimento.

Se considerarmos como sistema, o fluido e as partículas, a única resistência térmica agora, será a da película fluida interna.

A resistência térmica existente na superfície das partículas, não interfere neste coeficiente de troca de calor, uma vez que as mesmas estão dentro da superfície do volume de controle.

3.3. Estudos de aquecimento com convecção natural

3.3.1. Convecção natural em fluidos sem partículas

Todos os trabalhos feitos até 1950, usaram lata de folha-de-flandres como embalagem. Os mecanismos de transmissão de calor, bem como os perfis internos de temperatura nessas embalagens, foram profundamente analisados por JACKSON & OLSON (1940).

Com o aumento do uso dos recipientes de vidros durante a guerra, tornou-se necessário obter informações do processamento térmico neste tipo de embalagem. Estudos feitos em 1949 por TOWNSEND *et alii* (1949), levantaram fatores de conversão para os parâmetros de esterilização, obtidos até então com recipientes metálicos.

Em 1950, dando continuidade a estes trabalhos, FAGERSON & ESSELEN analisaram as correntes de convecção formadas dentro dos recipientes de vidro, com a ajuda de uma solução de azul de metileno depositada no fundo do frasco, e obtiveram uma correlação destas, com a temperatura medida dentro do recipiente.

Quando produtos com alto teor de umidade são imersos em soluções concentradas de sacarose, a água liberada pelo produto fica localizada na parte superior do recipiente, formando um gradiente de concentração não uniforme de sólidos solúveis.

Este gradiente é grande o suficiente para inibir a convecção natural quando estes produtos são aquecidos. Isto ocorre somente logo após o enlatamento, pois com o passar do tempo esse gradiente tende a desaparecer.

Esse fenômeno é conhecido por estratificação induzida, e os seus efeitos sobre o aquecimento por convecção em embalagens cilíndricas verticais, foram estudados por NICHOLAS et al. em 1960.

A inibição da convecção natural é explicada pela diferença de densidade entre a água e a solução de sacarose, ou seja, não pode haver convecção natural em sistemas estratificados onde a camada com densidade menor está sobre a camada com densidade maior.

Uma revisão sobre o aquecimento de latas por convecção natural, é apresentada por ANANTHESWARAN (1984) e DATTA & TEIXEIRA (1988), que citam entre outros, os trabalhos de Blaisdell, Evans & Stefany e Stevens & Hiddink, os quais desenvolveram soluções numéricas, correlações adimensionais de transferência de calor, perfis de temperatura e estudos sobre as linhas de corrente fluida formadas dentro das latas devido ao aquecimento por convecção natural.

No trabalho de DATTA & TEIXEIRA (1988), foi apresentado um modelo matemático, através de métodos numéricos, a partir da resolução das equações de Navier-Stokes em coordenadas cilíndricas.

Esse modelo descreve os perfis dos transientes de

temperatura e velocidade das correntes, durante a esterilização de alimentos líquidos enlatados.

As correntes de circulação formam um fluxo ascendente junto às paredes, um fluxo radial no topo em direção ao centro e um fluxo descendente na parte central da lata. As camadas limite, térmica e fluida, formam-se junto às paredes da lata.

Concluíram que, existe uma estratificação da temperatura no interior da lata, crescente em direção ao topo, e que a região mais fria nem é pontual e nem está localizada no eixo central, e sim em forma de anel e em torno do eixo central a 1/10 da altura total da lata.

3.3.2. Convecção natural em fluidos com partículas

Entre os trabalhos feitos sobre transferência de calor, em latas cilíndricas estáticas contendo fluidos e partículas, destaca-se o de BERRY & BRADSHAW (1982), sobre cogumelos enlatados em salmoura.

Compararam resultados de processamentos realizados em autoclave estática, com os obtidos em autoclave rotativa (Sterilmatic), utilizando os parâmetros f_h , j e F_0 , e constataram que a agitação contribui positivamente para melhorar o f_h e o valor de F_0 .

Estudaram também várias frações de volume de partículas, e verificaram que o F_0 diminui com o aumento dessa fração de volume, para os dois tipos de processamento.

Além da fração de volume de partículas, foram considerados o espaço-livre e a posição da lata dentro da autoclave durante o processamento. Constataram que a presença de

espaço-livre, é prejudicial a penetração de calor em embalagens estáticas, e diminui também, o valor de F_0 . Quanto à posição da lata, a mesma parece possuir pouca influência no valor de F_0 .

SASTRY (1984) usando partículas de alumínio em forma de cogumelos, realizou um estudo para medir o coeficiente de transferência de calor na superfície dessas partículas que eram imersas em água, dentro de embalagens estáticas, tendo como variáveis a temperatura do processo e o tamanho da partícula.

Dos resultados obtidos concluiu que, a temperatura do processo, não tem influência significativa no coeficiente de transferência de calor por convecção (h_p), já o tamanho da partícula apresenta alguma influência sobre h_p .

O autor apresenta uma correlação adimensional entre, o número de Nusselt e os números de Grashof e Prandtl, e que tem a seguinte forma:

$$Nu = 0,01561 (Gr \cdot Pr)^{0,520} \quad (3.19)$$

onde $Gr = \frac{\rho^2 g \beta D^3 \Delta T}{\mu^2}$, sendo D uma dimensão característica da partícula.

Esta correlação obteve um coeficiente de determinação muito baixo (0,327), indicando não representar efetivamente o fenômeno.

Um estudo similar foi feito por CASALES *et alii* (1985) que estudaram a convecção natural em latas, contendo moluscos, processadas em autoclaves estáticas. Levantaram as curvas de penetração de calor para as latas em várias posições (vertical, horizontal, inclinada), e determinaram os locais onde ocorriam as temperaturas mais baixas dentro das latas

Analisando estatisticamente os resultados, observaram

que a lata na posição vertical era a mais crítica, e que o local a 1/8 da altura do eixo central, correspondia ao ponto mais frio. Esse ponto se situa um pouco acima da região encontrada posteriormente por DATTA & TEIXEIRA (1988).

Concluíram ainda que a posição do ponto mais frio, depende da compactação e da altura do volume de sólidos (moluscos) dentro da lata. Essas duas condições podem chegar, inclusive, a impedir a convecção de calor nessa região, fazendo com que a condução de calor, que é mais lenta, passe a predominar.

3.4. Estudos de aquecimento por convecção forçada

A procura por processos que aumentem a taxa de penetração de calor durante a pasteurização, esterilização e resfriamento de produtos enlatados, não é recente. Com isso consegue-se reduzir o tempo de processamento e o custo de produção, pela economia de energia, além de aumentar a produtividade.

Do ponto de vista de qualidade do produto, o aquecimento e o resfriamento rápido é desejável, visto que evita a exposição do mesmo a temperaturas intermediárias por muito tempo. Essas temperaturas não são muito efetivas para a esterilização, mas contribuem significativamente para aumentar o fator de cocção do produto (EISNER, 1970).

3.4.1. Convecção forçada em fluidos sem partículas

-----Pode-se agitar as embalagens de vários modos, porém os

principais são: o de rotação axial, o de translação, o de extremidade com extremidade, o de oscilação circular e o alternativo linear. São empregados em equipamentos comerciais, que fazem a agitação das embalagens durante a esterilização, tais como: autoclaves hidrostáticas, cozedor-resfriador rotativo, esterilizador por chama, "spin-cooker-cooler", "hidroflow" e autoclaves rotativas.

3.4.1.1. Agitação por rotação axial

Essa agitação é feita através do movimento de rotação da lata em torno do seu eixo longitudinal horizontal. No caso, a lata deve ser cilíndrica, pois a força de arraste, em todos os equipamentos, é transmitida por atrito através da superfície externa da lata.

Se uma embalagem cilíndrica estiver estática na posição horizontal, o espaço-livre permanece na sua parte superior (Figura 3.2).

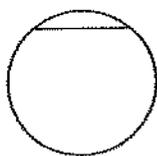


FIGURA 3.2. Lata estática.

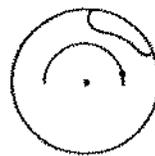


FIGURA 3.3. Agitação axial.

Caso seja feita uma agitação por rotação axial, (Figura 3.3), o movimento giratório da lata, faz com que o espaço-livre procure uma nova posição de equilíbrio.

Ao mesmo tempo que passa a sofrer o arraste, provocado

pela massa do produto próximo a superfície interna da embalagem, a sua densidade tende a mantê-lo na parte superior.

Isso causa um desprendimento da camada de produto aquecido, próxima a parede da lata, fazendo com que a mesma se misture com as camadas internas mais frias.

As forças envolvidas neste tipo de agitação são do tipo viscosa, gravitacional e centrífuga, que se compõem de acordo com uma infinidade de variáveis, mas que basicamente, tem no espaço-livre o seu principal mecanismo de interação.

QUAST & SIOSAWA (1974 e 1975) estudaram esse tipo de agitação em latas de $\frac{1}{2}$, 1 e 3kg tendo como elemento agitador um "spin-cooker-cooler".

Utilizaram como solução-modelo a sacarose e a carboximetilcelulose, em várias concentrações, que simulavam soluções newtonianas e não newtonianas, respectivamente.

Com as soluções de sacarose, constataram que, o aumento da rotação aumentava o coeficiente de troca de calor e que os mesmos chegavam a triplicar em relação às latas estáticas.

Verificaram que, em geral, para soluções de sacarose o valor do coeficiente de troca de calor é linearmente proporcional ao logaritmo da viscosidade. Nos ensaios com CMC, encontraram dificuldades em saber corretamente a viscosidade dentro da lata, devido às características reológicas do CMC.

Comparando com valores obtidos em ensaios de produtos alimentícios de características semelhantes, constataram que os resultados eram muito próximos, e portanto as soluções-modelo utilizadas, representavam bem esses produtos.

Verificaram em ensaios somente com água, que havia um decréscimo de troca de calor, com o aumento do espaço-livre. Isso não ocorria para outros alimentos ou soluções mais viscosas, e não

foi possível elaborar uma explicação para esse comportamento.

Obtiveram uma correlação para os dados experimentais de transferência de calor, na seguinte forma:

$$Nu = 0,55 \cdot Re \cdot Pr^{0,32} \cdot \left(\frac{L}{H}\right)^{0,33} \quad (3.20)$$

onde L e H são a altura da lata e espaço-livre, respectivamente e

$$Re = D_c \cdot \pi \cdot D_{ro} \cdot N \cdot \rho / \mu$$

Estudo semelhante foi feito por SOULÉ & MERSON (1985) utilizando fluidos de silicone com comportamento newtoniano, e dos dados obtidos, chegaram a uma correlação, através de análise dimensional e regressão linear múltipla, na qual incluíram além dos adimensionais utilizados por QUAST & SIOZAWA (1975), uma relação entre a viscosidade à temperatura média do fluido (μ_b) e a viscosidade à temperatura da parede da lata (μ_v), e está apresentada na equação abaixo:

$$Nu = 0,434 Re^{0,571} Pr^{0,279} (L/D)^{0,356} (\mu_b / \mu_v)^{0,154} \quad (3.21)$$

$$\text{onde } Re = \frac{\rho D_c^2 N}{\mu}$$

Além desta correlação, obtiveram uma outra para representar o coeficiente de transferência de calor interno em função do externo.

$$h = (1,07 \pm 0,04) U \quad (3.22)$$

A rotação axial também é empregada em esterilizadores cujo meio de aquecimento não é o vapor saturado, e sim a chama da

queima de um gás. A esterilização por chama foi originalmente desenvolvida na França em 1957 (LEONARD *et al.*, 1975) e é recomendada para produtos líquidos com ou sem partículas.

A grande vantagem desse método está na utilização da alta temperatura da chama (1100°C), que provoca um ciclo de aquecimento mais rápido do que o convencional, devido a grande diferença de temperatura entre a chama e o produto.

A limitação para esse processo está na capacidade da embalagem em suportar altas pressões internas, o que se torna crítico em embalagens cujas dimensões sejam superiores a uma lata de 1/2kg.

Para avaliar o coeficiente de transferência de calor interno durante o aquecimento da lata em esterilizador por chama, MERSON *et alii* (1980) mediram o perfil da temperatura em latas 303 x 406, com rotação axial, contendo suspensão de 1% de bentonita, sem espaço-livre; e com solução de sacarose a 60% e espaço-livre de 2,5cm.

Comparando os seus valores experimentais com valores calculados a partir do modelo de QUAST & SIOZAWA (1975), não conseguiram uma boa correlação. Apresentaram uma outra que é a seguinte:

$$Nu = 0,37 Re^{0,52} Pr^{0,33} (L/D)^{0,33} \quad (3.23)$$

onde $Re = D_{ro}(\pi D_c N) \rho / \mu$

TEIXEIRA NETO (1982) estudou a variação da taxa de aquecimento em latas de 1/2kg, com soluções de carboximetilcelulose (CMC) tendo como variáveis o espaço-livre, a rotação e a viscosidade.

Calculou os coeficientes de transferência de calor para o lado externo da lata e verificou que, para esse tipo de aquecimento, a resistência térmica maior é da camada-limite externa, formada pelos gases de combustão. Isto não ocorre no caso de aquecimento a vapor, onde a maior resistência térmica é a camada-limite interna formada pelo líquido junto à parede da lata.

3.4.1.2. Agitação por rotação biaxial

Esse tipo de agitação é promovido por um movimento composto, onde a embalagem gira sobre seu eixo longitudinal e ao mesmo tempo executa um movimento alternativo sobre seu eixo transversal (Figura 3.4).

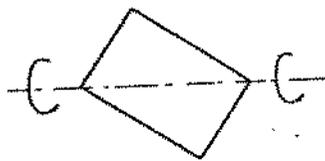


FIGURA 3.4. Agitação biaxial.

Neste caso a trajetória da bolha é complexa e não se tem conhecimento de estudos a esse respeito, porém sabe-se que a agitação é bem mais intensa que a obtida com rotação axial. Segundo os resultados experimentais de CLIFCORN *et alli* (1950), podemos concluir que para as condições estudadas esse tipo de agitação apresentou valores bem próximos aos obtidos pela agitação extremidade com extremidade.

Esse tipo de agitação, tem sido mais empregada em embalagens de grande capacidade, como tambores de 200 litros e

latas de polpa de 20 litros.

Para o caso de tambores, TEIXEIRA NETO *et alii* (1981) estudaram a velocidade de resfriamento de polpas semiconcentradas de tomate e goiaba, tendo como variáveis, a rotação e o espaço-livre, sob dois tipos de rotação: a axial e a biaxial. Os autores constataram uma ligeira superioridade na transferência de calor, obtida com a rotação biaxial. Na faixa de rotações utilizadas (24 e 60rpm), apenas entre 36 e 43rpm é que a agitação se mostrou mais compensadora. Rotações abaixo de 30rpm e em alguns testes a 60rpm, foram pouco eficientes devido a uma má homogeneização do produto.

Para os produtos mais viscosos, a redução do espaço-livre de 10 para 5cm causou uma redução de 25% no valor do coeficiente de transmissão de calor. Isto não ocorreu para água, na qual a variação do espaço-livre se mostrou indiferente.

No caso de latas retangulares de 20kg, QUAST *et alii* (1977) estudaram o seu resfriamento sob três modos de rotação, ou seja, axial, biaxial e extremidade com extremidade.

O meio de resfriamento utilizado foi água a temperatura ambiente, e os produtos resfriados foram polpas de frutas e soluções-modelo de CMC (2,5 a 3%).

Na faixa de rotações utilizadas (0 - 60rpm) verificaram que, com o uso de agitação, o tempo de resfriamento diminuía de 10 a 20 vezes para as soluções menos viscosas (1.100cP) e que para as mais viscosas (4400cP), ocorria um aumento no tempo de resfriamento.

Concluíram também que, a movimentação do fluido dentro da lata, cessa para produtos com viscosidade aparente acima de 10.000cP (25°C) ou consistência Bostwick menor que 0,1cm/30s.

YAMAGATA *et alii* (1982) estudaram a transferência de

calor em latas cilíndricas de 20 litros, utilizando um tanque com água a 80°C, como meio de aquecimento, e água à temperatura ambiente para o resfriamento. Utilizaram como produtos, a água, solução de CMC (2,5%) e polpa de goiaba a 12°Brix e como modos de agitação, o de rotação axial, biaxial e extremidade com extremidade.

Constataram que a rotação biaxial produzia melhores resultados que a axial, porém inferiores à extremidade com extremidade. Obtiveram correlações adimensionais para todos os modos de agitação, no caso do axial e do biaxial são os seguintes:

$$\text{Axial} \left\{ \begin{array}{l} \text{Aquecimento: } Nu = 0,13 Re^{0,58} Pr^{0,40} \quad (3.24) \\ \text{Resfriamento: } Nu = 3,86 Re^{0,33} Pr^{0,40} \quad (3.25) \end{array} \right.$$

$$\text{Biaxial} \left\{ \begin{array}{l} \text{Aquecimento : } Nu = 0,06 Re^{0,58} Pr^{0,40} \quad (3.26) \\ \text{Resfriamento: } Nu = 0,11 Re^{0,61} Pr^{0,43} \quad (3.27) \end{array} \right.$$

onde $Re = \rho.D.(\pi.D.N)/\mu$, sendo D a dimensão característica, que dependia da posição da lata, ou seja, para a posição horizontal era o diâmetro da lata e para a vertical um diâmetro equivalente.

3.4.1.3. Agitação por translação

Nesse tipo de agitação, a embalagem efetua um movimento de translação em torno de um eixo horizontal rotativo, de tal maneira que o eixo longitudinal da embalagem fica paralelo e a uma certa distância radial desse eixo rotativo.

As embalagens são fixadas mecanicamente à parede interna de uma carcaça cilíndrica de grande diâmetro ($\cong 2m$), cuja rotação produz uma força centrífuga no produto, e faz com que a bolha de

espaço livre, se movimento com uma trajetória característica, que depende da rotação, do diâmetro da carcaça e também das características do produto.

Com a finalidade de estudar este tipo de agitação, BERRY & BRADSHAW (1980) realizaram um estudo sobre as características de aquecimento em sopas de creme de alpo em autoclave do tipo "Orbitort", que é muito utilizada para embalagens grandes, do tipo institucional, ou seja, latas 404 x 700 e 603 x 700.

Os autores utilizaram para análise, o comportamento dos parâmetros F_0 , f_h e j em função do espaço-livre, rotação e consistência do produto.

O espaço-livre foi um dos fatores que mais influenciaram na taxa de penetração de calor e no valor de F_0 , tanto que para as latas de 404 x 700, com os espaços-livres (medidos antes dos processamentos) menores que 10mm, não conseguiram obter suficientes valores de F_0 .

3.4.1.4. Agitação por oscilação circular

Nesse tipo de agitação a lata também gira em torno de um eixo imaginário, porém o eixo longitudinal da embalagem permanece constante na posição vertical.

Quando a força centrífuga é maior do que a força-peso, ocorre agitação por deslocamento da massa, com movimento alternativo linear vertical, e também por movimento da massa de produto próxima à parede, promovida por forças viscosas.

Quando a força centrífuga é menor do que a força-peso, ocorre somente o deslocamento de massa junto à parede, sem provocar deslocamento vertical do produto.

PARCHOMCHUK (1977) fez um estudo desse mecanismo de agitação, utilizando suspensões com 3,25% e 5% de bentonita e também com creme de milho em latas de tamanho 603 x 700.

Para comparação dos resultados, processou as mesmas latas em rotação extremidade com extremidade, e verificou que os dois métodos possuíam taxas de penetração de calor similares.

Na oscilação circular os raios de rotação utilizados são menores, porém as rotações são de 5 a 10 vezes maiores do que a extremidade com extremidade, para se obter os mesmos resultados.

Observou ainda, que a taxa de transferência de calor aumentava com a rotação, até um valor constante, ao contrário do que ocorria na agitação extremidade com extremidade, na qual havia um limite de rotação, onde a taxa de transferência de calor começa a diminuir.

A combinação espaço-livre/viscosidade, determinava um valor mínimo de rotação possível, abaixo do qual não havia movimentação do produto dentro da embalagem.

3.4.1.5. Agitação alternativa linear

Esse método consiste em, simplesmente movimentar horizontalmente a embalagem em vai e vem, com uma determinada amplitude e frequência de movimento. A embalagem pode ser fixada em diversas posições, ou seja, com seu eixo longitudinal na vertical, horizontal ou inclinado.

Aqui as forças atuantes sobre a massa do produto são: força inercial (que depende da massa e da aceleração), força-peso ou gravitacional e forças viscosas.

CLIFCORN *et alii* (1950) analisaram esse tipo de

agitação, em latas, tamanho 300 x 314, contendo água. As mesmas foram colocadas em várias posições, e com movimentos alternativos de amplitudes e frequências variáveis.

Constataram que a forma, na qual o eixo longitudinal da lata coincidia com a direção do movimento, era a que proporcionava maior rapidez de aquecimento. Nesse experimento, a situação otimizava com uma amplitude de 2 polegadas e frequência de 120 ciclos/min.

Comparando, em termos de tempo de aquecimento, com outros métodos de agitação, se mostrou superior a rotação axial, porém inferior a extremidade com extremidade e a biaxial.

Os autores previnem entretanto, que essas condições ótimas de agitação, são muito violentas para um equipamento comercial e a energia mecânica empregada é muito grande.

3.4.1.6. Agitação com intervalos parados

Esse tipo de agitação periódica é conseguida quando a embalagem sofre um movimento, que pode ser rotação axial ou extremidade com extremidade, por um certo intervalo de tempo intercalado com paradas, quando o produto fica imóvel.

Um exemplo de autoclave muito importante, que usa esse tipo de agitação, é o cozedor do tipo "Sterilmatic", muito difundido nos Estados Unidos, por sua alta capacidade de produção e o seu modo contínuo de operação.

As latas são colocadas por meio de válvulas especiais dentro da autoclave e são alojadas em compartimentos, que fazem parte de um tambor rotativo. As embalagens se movem ao longo da autoclave em movimento espiral, tendo como guia, uma espiral

metálica fixa na carcaça da autoclave.

O ciclo de rotação da lata passa por três fases: uma imóvel, uma de transição e uma com rotação livre. Na primeira fase, a lata é somente transportada na parte superior do tambor, e ocupa, no ciclo de 360° , um intervalo de aproximadamente 220° .

A fase de transição é caracterizada por ter uma rotação deslizante e ocupa aproximadamente 40° do ciclo (20° no início e 20° no fim da rotação livre).

Na fase de rotação livre, durante 100° do ciclo, na parte inferior do tambor da autoclave, as latas são agitadas por rotação axial, pelo atrito com a carcaça da autoclave e o movimento do tambor rotativo.

Como as autoclaves comerciais são construídas para uma grande produção, os trabalhos experimentais dificilmente poderiam ser realizados nas mesmas, desta forma, é utilizado um modelo-piloto chamado "Steritort".

Usando este tipo de equipamento, LENZ & LUND (1978) estudaram o coeficiente de transferência de calor em latas de tamanho 303×406 e 608×800 , contendo fluidos newtonianos (água destilada e solução de sacarose a 60%).

Os valores dos coeficientes de transferência de calor foram determinados por um programa de computador, que selecionava o valor do coeficiente, que minimizava a soma dos quadrados das diferenças, entre o valor de temperatura experimental e a temperatura calculada pela equação 3.12.

A partir dos dados experimentais, desenvolveram a seguinte correlação adimensional para o coeficiente de transferência de calor:

$$Nu = 115 + 15 Re^{0,3} Pr^{0,06} \quad (3.28)$$

onde $Re = S^2.N.\rho/\mu$ e $Nu = S.h/k$

A dimensão característica utilizada nessa equação é o raio do tambor da autoclave (S), pois os autores chegaram a conclusão que nesse caso, o coeficiente de transmissão de calor era independente das dimensões da lata.

Usando o mesmo equipamento, BERRY *et alii* (1979) realizaram estudos com creme de milho em latas 303 x 406. Para verificar a influência do espaço-livre sobre os valores de F_0 , f_h e j , utilizaram quatro níveis de enchimento, sendo um deles com a lata totalmente cheia. Além disso, ainda consideraram a variação da rotação do tambor e da consistência do produto na análise dos resultados.

Interrelacionando os resultados obtidos com as três variáveis, verificaram que as mesmas tinham grande influência no processo. Os valores de f_h diminuíam, com o aumento da rotação e do espaço-livre, porém aumentavam com produtos mais consistentes.

Os autores concluíram que o espaço-livre era a variável mais crítica neste tipo de processamento, pois pequenas variações no nível de enchimento (S_g), faziam variar bastante o valor de F_0 .

BERRY & BRADSHAW (1980) realizaram o mesmo tipo de experimento com creme condensado de sopa de aipo em latas de 211 x x 400, e os resultados foram similares. O espaço-livre foi também o fator mais crítico para as condições estudadas, pois no caso de o mesmo não existir, a agitação não ocorre, qualquer que seja a rotação do tambor.

Para latas com espaço-livre, o aumento de rotação e a diminuição da consistência, causavam aumento do valor de F_0 , porém para autoclaves com comprimento fixo, como é a "Sterilmatic", o

aumento de rotação também significa diminuir o tempo de residência na autoclave e também o valor de F_0 .

Continuando ainda nessa mesma linha de pesquisa, BERRY & KOHNHORST (1985), realizaram experimentos com produtos líquidos de baixa viscosidade representados por formulados a base de leite em várias concentrações e embalados em três tamanhos de latas (211 x 308, 300 x 407 e 307 x 710).

Os autores observaram que a consistência dos produtos não exercia uma influência marcante no valor de F_0 , para uma determinada concentração. Para concentrações diferentes porém, nas quais o valor da consistência também variava, o valor de F_0 aumentava quando a consistência diminuía.

A influência do espaço-livre no valor de F_0 , nesse tipo de produto, não se mostrou tão drástica como em fluidos mais viscosos, porém com a redução do espaço-livre o valor de F_0 também diminuía.

O fator que mais influenciou a penetração de calor foi a rotação da autoclave, pois em todos os experimentos o aumento da rotação representou um aumento na velocidade de aquecimento do produto.

Outro trabalho com a "Steritort", foi feito por RAO *et alii* (1985), que estudaram as taxas de transferência de calor em diversos líquidos newtonianos e não-newtonianos, embalados em latas de tamanhos 303 ($\cong 1/2$ kg) e 10 ($\cong 3$ kg) e com espaço-livre fixo de $1/4$ de polegada.

O registro dos dados de temperatura da autoclave e das latas, foi feito por um processador de dados, que calculava posteriormente os coeficientes instantâneos de troca de calor, pela resolução numérica da equação 3.12, considerando o seguinte intervalo:

$$0,25 < \frac{T_s - T}{T_s - T_o} < 0,85$$

Esse limite é necessário, segundo os autores, devido ao decréscimo do potencial de transferência de calor durante o experimento.

Os autores correlacionaram os dados obtidos para fluidos newtonianos com várias equações adimensionais, acrescentando termos que representavam a convecção natural a algumas delas, e a que resultou em uma melhor aproximação foi a seguinte :

$$Nu = 0,135 (Gr.Pr)^{0,323} + 0,00391 (Re.Pr.D_c / L)^{1,360} \quad (3.29)$$

onde $Re = D_c^2 \cdot N \cdot \rho / \mu$ e $Gr = g \cdot D_c^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta T / \mu^2$; L é o comprimento da lata e o diâmetro da lata (D_c) é a dimensão característica.

A participação da convecção natural sobre o total de calor transferido, obtida da equação acima, foi alta, variando entre 44 e 97% do total, sendo que para os líquidos mais viscosos a contribuição foi menor do que para a água.

Os autores utilizaram, em alguns experimentos, promotores de turbulência junto a parede das latas, o que não se mostrou muito eficiente, principalmente, por se tratar de um fenômeno onde a convecção natural é predominante. Esse fato também foi observado no trabalho de MARQUIS *et alii* (1982).

JAVIER *et alii* (1985) estudaram em um outro tipo de autoclave ("Stork") essa forma de agitação e a compararam com outras duas: a com rotação extremidade com extremidade e a axial.

Utilizaram como fluido modelo, seis óleos de comportamento newtoniano, com seis viscosidades diferentes

embalados em três tamanhos de latas: 300 x 306, 307 x 409 e 603 x x 700.

Verificaram que o valor de f_h variava de maneira contida em função da viscosidade, o modo de rotação que apresentou os melhores valores de f_h , foi o de extremidade com extremidade, e os piores, a agitação com intervalos parados.

O aumento de rotação apresentou em geral, uma diminuição nos valores de f_h para os três modos de agitação, e aqui novamente o modo com intervalos parados foi o de pior desempenho.

3.4.1.7. Agitação extremidade com extremidade

Neste caso o eixo longitudinal da embalagem é disposto no plano vertical e radialmente ao eixo de rotação, sendo essa posição fixa durante todo ciclo de agitação.

O trajeto da bolha de espaço-livre dentro do recipiente, depende da viscosidade do produto, da força centrífuga e da força peso, e essas duas últimas forças dependem da massa de produto, da rotação e da distância do centro da massa ao eixo de rotação.

CLIFCORN *et alii* (1950) estudaram esse tipo de agitação em latas 300 x 314 contendo água com um espaço-livre fixo de 8mm. As variáveis eram, a rotação e a distância do centro da massa ao eixo de rotação.

Os autores verificaram que o tempo de aquecimento diminuía com o aumento da rotação, chegando a um valor mínimo, denominado ótimo. Aumentando a rotação além desse valor o decréscimo de tempo era muito pequeno, permanecendo quase inalterado.

Aumentando o raio de rotação das latas, a ação da força

centrífuga tornava-se proporcionalmente maior, e isso fazia com que o tempo ótimo ocorresse a uma rotação mais baixa. Caso fosse mantida a mesma rotação, o tempo de aquecimento aumentava, e esse efeito era mais pronunciado a cada aumento da rotação.

Os autores fizeram um balanço das forças atuantes no interior de lata, sobre a massa do produto, e calcularam a força resultante, que variava de instante a instante em intensidade e direção, e de acordo com a intensidade da força centrífuga, causava três tipos de comportamento.

Quando a força centrífuga era maior que a força-peso, o conteúdo da lata tendia a ser projetado para o fundo da lata, mesmo na parte superior do ciclo de rotação e não havia agitação do produto.

Quando a força centrífuga era menor que a força-peso, a massa do produto deslocava-se alternadamente para o fundo e para a tampa da lata, causando uma melhor agitação.

E quando as duas forças eram iguais, a trajetória da bolha do espaço-livre passava pelo centro de massa do produto, num ponto superior ao eixo de rotação, chamado ponto focal. Esse ponto era a interseção das resultantes de equilíbrio de forças, de todo o ciclo de rotação, para aquele produto.

Esse último comportamento era o mais importante, pois permitia obter as melhores taxas de transferência de calor, devido a maior agitação promovida dentro do recipiente.

Sendo essa a condição de máxima rotação possível, para obter uma boa agitação, era importante saber para cada caso, qual seu valor.

Igualando-se as expressões matemáticas , da força-centrífuga e da força-peso, obtém-se o valor da rotação máxima, para cada distância do eixo de rotação, independentemente

do tamanho da lata ou da quantidade do produto.

$$N = 0,498/R_r^{0,3} \quad (3.30)$$

onde R_r é o raio da rotação em metros

Variando a viscosidade do produto, esse valor de rotação máxima se alterava. Utilizando purê de tomate com várias viscosidades, os autores puderam comprovar que esse valor diminui com o aumento da viscosidade.

A explicação encontrada, foi a maior resistência oferecida a movimentação da bolha de espaço-livre e com isso necessitar de um tempo maior para percorrer o mesmo trajeto dentro da embalagem.

Segundo os autores, a aplicação desse tipo de agitação, deveria se mostrar interessante para recipientes de grande capacidade e para produtos viscosos. Para comprovar essa afirmação, realizaram ensaios com latas 400 x 700 e 603 x 700, e compararam com os resultados obtidos da agitação das mesmas embalagens em rotação axial. Confirmaram o desempenho superior no caso da agitação extremidade com extremidade, particularmente em rotações não muito altas.

CONLEY *et alii* (1951) estudaram a agitação extremidade com extremidade para promover o resfriamento de vários produtos, como suco de tomate, suco concentrado de laranja e xarope de milho em latas de 307 x 409.

A análise dos resultados se restringiu a uma simples interpretação qualitativa, e constataram também uma rotação ótima para cada produto.

Um outro trabalho sobre esse tipo de agitação, foi feito por QUAST *et alii* (1977), para latas retangulares de 20kg. Os

autores concluíram que, a transferência de calor independe do eixo em torno do qual a lata é submetida à rotação, pois não houve diferenças apreciáveis no coeficiente global de transmissão de calor entre as várias situações avaliadas.

Esse trabalho foi continuado por YAMAGATA *et alii* (1982), que observaram pequena diferença entre a transferência de calor tanto no aquecimento como no resfriamento, para um mesmo produto com o mesmo modo de agitação.

Quanto ao modo de agitação, ficou evidenciado a maior eficiência da agitação extremidade com extremidade, para a qual foram encontradas as seguintes correlações:

$$\text{Aquecimento :} \quad Nu = 0,87 Re^{0,48} \cdot Pr^{0,29} \quad (3.31)$$

$$\text{Resfriamento :} \quad Nu = 0,22 Re^{0,57} Pr^{0,28} \quad (3.32)$$

onde $Re = \frac{D (\pi D N) \rho}{\mu}$ e D é um diâmetro equivalente.

NAVEH & KOPELMAN (1980) estudaram a transferência de calor em latas de 105 x 122mm, contendo um fluido newtoniano muito viscoso, o xarope de glucose a 84°Brix.

Utilizaram uma autoclave rotativa que permitia agitar as latas de várias maneiras, como a rotação axial e a extremidade com extremidade e em várias posições em relação ao eixo de rotação.

Verificaram que os valores dos coeficientes de transmissão de calor, para os experimentos com rotação extremidade com extremidade, eram 2 a 3 vezes maiores do que os com rotação axial.

Na faixa de rotações dos experimentos (0 - 120rpm), o aumento de rotação causava sempre um aumento no coeficiente de

transferência de calor tanto para o aquecimento como para o resfriamento.

Verificaram que havia um grande acréscimo nos valores dos coeficientes de transferência de calor, obtidos nos ensaios com 2% de espaço-livre, comparados com os experimentos sem espaço-livre. A partir desse valor, até 10%, as diferenças obtidas eram menos significativas.

Os valores do coeficiente de transmissão de calor no aquecimento, variaram de 8 a $45 \text{ cal/s.m}^2.\text{°C}$ para a rotação extremidade com extremidade, e de 6 a $17 \text{ cal/s.m}^2.\text{°C}$ no caso da rotação axial.

Um trabalho muito organizado sobre a transferência de calor com agitação extremidade com extremidade, foi feito por ANANTHESWARAN & RAO (1985a e b). No primeiro estudo eles avaliaram o coeficiente de transferência de calor em líquidos newtonianos, embalados em latas de cobre com uma relação comprimento/diâmetro de 0,73 e de 1,37.

Os coeficientes de transferência de calor foram calculados a partir da integração numérica da equação 3.12, considerando os dados de tempo-temperatura da autoclave e do centro da lata, a cada 6 segundos.

Valores instantâneos dos coeficientes de transferência de calor, foram assim determinados e as suas médias aritméticas foram calculadas, para cada experimento.

Nos ensaios com glicerina, constatarem gradientes significativos de temperatura entre a parede e o centro da lata em todo o experimento, e a agitação não promovia o aumento da transferência de calor.

Verificaram que os coeficientes instantâneos de transferência de calor, variavam com o tempo e aumentavam ao longo

do experimento; já os valores médios dos experimentos aumentavam conforme o incremento de rotação e também quando a viscosidade diminuía.

Obtiveram uma correlação adimensional, que tem como dimensão característica a soma do diâmetro de rotação com o comprimento da lata, e é apresentada a seguir:

$$Nu = 2,9 Re^{0,436} Pr^{0,287} \quad (3.33)$$

onde Re é o número de Reynolds rotacional ($Re = \frac{\rho N D^2}{\mu}$) e D é a dimensão característica.

Analisando a superfície de resposta para a correlação obtida, verificaram que para fluidos com números de Prandtl baixos, como no caso da água, a agitação não melhorava significativamente a taxa de aquecimento.

Porém quando os números Prandtl são maiores, caso de produtos viscosos, o incremento do número de Reynolds, obtido pelo aumento da rotação, resulta em um pronunciado aumento do número de Nusselt.

Desta forma ficou evidenciado mais uma vez, que a agitação extremidade com extremidade é eficiente para produtos viscosos, entretanto, dependente do número de Reynolds.

Os autores concluíram ainda que o raio de rotação, na faixa utilizada, não interferia no valor do coeficiente de transferência de calor.

As análises estatísticas demonstraram que o espaço-livre não apresentava influência significativa, tanto assim que ele não foi considerado na correlação.

O outro trabalho de ANANTHESWARAN & RAO (1985b)

apresenta esse mesmo tipo de agitação, porém utilizando soluções aquosas de goma-guar, como modelo de produtos com comportamento não-newtoniano. Nesse caso o comportamento dos perfis de temperaturas internas, foram semelhantes aos apresentados para fluidos newtonianos.

Já o coeficiente instantâneo de transferência de calor, apresentou comportamento diferente com relação aos fluidos newtonianos, pois não mais aumentava uniformemente com o tempo, havendo períodos em que estabilizava, outros em que aumentava rapidamente e até trechos nos quais diminuía.

A correlação obtida foi semelhante a dos fluidos newtonianos, porém utilizaram os números de Reynolds e Prandtl generalizados, que são normalmente usados para escoamento de fluidos pseudoplásticos em tubos.

$$Nu = 1,41 \cdot (GRe)^{0,482} (GPr)^{0,255} \quad (3.34)$$

A análise da superfície de resposta para este caso mostrou que com o aumento da rotação, o aumento do número de Nusselt não ocorria com o número de Prandtl constante, como no caso dos fluidos newtonianos, e sim com uma diminuição do número de Prandtl.

Os autores verificaram que para produtos altamente viscosos, como a solução aquosa de goma-guar a 0,75%, a agitação do tipo extremidade com extremidade, não contribuía para o aumento do coeficiente de transferência de calor, devido ao comportamento condutivo do produto nessas condições.

3.4.2. Convecção forçada em produtos líquidos contendo partículas

É muito comum alimentos em forma de partículas em salmoura ou em xarope, e é de se prever que a presença dessas partículas, interfiram no mecanismo de transferência de calor.

Uma das primeiras análises sobre o assunto, foi feita por de RUYTER & BRUNET (1973). Eles desenvolveram um programa de computador adaptado a solução analítica de CARSLAW & JAEGER (1959), para a transferência de calor em uma esfera, com um coeficiente de película térmica infinito, e colocada em meio com temperatura variável.

Esse programa estima a temperatura dentro das partículas, de acordo com a temperatura do meio, e com essas temperaturas o programa calcula a taxa letal para o meio e para a partícula.

Essa simulação visava basicamente, a aplicação dos resultados em equipamentos de esterilização contínua de sistemas assépticos, como trocadores de calor de superfície raspada e tubos de retenção.

O programa foi avaliado com dados experimentais obtidos em uma autoclave "Steritort", onde eram aquecidas almôndegas em água, e as várias fases do sistema asséptico eram simulados na autoclave.

A temperatura do líquido (água) e do centro das almôndegas eram obtidas em latas diferentes. A seguir eram comparadas com os valores calculados pelo programa de computador, que mostrou resultados bem próximos aos valores experimentais.

Para ilustrar os graus de superprocessamento que ocorria na fase líquida, os autores simularam no programa, vários tempos de retenção, para diversos tamanhos de partícula.

O grau de superprocessamento era avaliado pela relação entre os valores de F do líquido e da partícula. Verificaram que para um mesmo tamanho de partícula, essa relação aumentava quando o tempo de retenção diminuía, e que aumentando o tamanho das partículas essa relação também aumentava.

Isso queria dizer que, era necessário aumentar o tempo de retenção para partículas maiores e que, para determinado tamanho de partícula, embora o valor de F do meio líquido tivesse tido o tempo de retenção necessário, o centro de partícula estava subprocessado.

Observaram também que sistemas com partículas de diâmetros menores que $1/8$ de polegada, poderiam ser considerados como homogêneo, para tempos de retenção de 12 segundos ou mais.

Ainda com relação a esse mesmo tipo de sistema asséptico, MANSON & CULLEN (1974) apresentaram uma análise teórica do fenômeno, que assumia um aquecimento linear do líquido dentro do trocador de calor, e que as partículas eram expostas a pelo menos o mesmo nível de aquecimento, que teve o elemento com o menor tempo de residência no aquecedor.

Dois comportamentos diferentes foram adotados para o histórico de temperatura do produto, dentro do tubo de retenção. Um com a temperatura constante ao longo do eixo longitudinal e outro com uma queda exponencial da temperatura.

Os autores observaram que os valores de temperatura de cada partícula eram diferentes, pois havia partículas que atravessavam o equipamento muito mais rapidamente que outras e portanto seus valores de esterilização eram menores.

Concluíram que as características reológicas do fluido, bem como o tamanho da partícula sólida, tem muita influência na letalidade do processo.

No caso de esterilização de produtos enlatados em autoclaves convencionais, BIMBENET & DUQUENOY (1974) desenvolveram um método numérico, que simulava a transferência de calor durante a esterilização de latas, contendo produtos líquidos com partículas sólidas cilíndricas ou esféricas.

Consideraram que o meio líquido era perfeitamente agitado e admitiram uma determinada resistência térmica na superfície da partícula.

Apresentaram resultados para os casos de variação da temperatura do meio, em degrau e em rampa, considerando que a variação em degrau correspondia à autoclave descontínua e em rampa à contínua. Para cada caso desenvolveram o perfil de temperatura no líquido e no centro do sólido.

Observaram que a evolução da temperatura dentro da lata, tanto para o líquido quanto para a esfera, representada em papel semi-logarítmico, era sempre linear e portanto possível de ser representada por um desenvolvimento em série que tivesse um termo exponencial.

Outra observação dos autores sobre esta parte linear, é que a mesma apresentava para todos os pontos do sólido, bem como para a parte líquida, uma mesma inclinação e concluíram que esta era uma propriedade que permanecia constante, mesmo alterando as características físicas do sistema.

Com os dados de temperatura, calcularam os valores de esterilização para os dois casos, e verificaram que quando a variação da temperatura era em rampa, os valores de esterilização eram bem próximos, tanto para a fase líquida como para os sólidos, desde a sua superfície até o centro. Para a variação em degrau, obtiveram maiores valores para a fase líquida do que para o centro do sólido.

BIMBENET & MICHIELS (1974) apresentaram um trabalho onde descrevem o desenvolvimento de um método analítico pelo qual poderiam determinar o perfil de temperatura dentro da lata, conhecendo-se somente o histórico da temperatura do meio e um coeficiente de transferência de calor próprio do produto.

Analisaram dois casos de convecção forçada, em produtos líquidos e em líquidos com partículas, sob dois tipos de variação da temperatura externa, em degrau e em rampa. Utilizaram como soluções-modelos, silicone e água e como exemplo de alimento líquido com partículas, água e salsichas.

As latas foram agitadas por rotação extremidade com extremidade e axial. No caso de latas contendo somente líquidos, foram feitos ensaios usando um agitador mecânico que girava a 2.000rpm.

Os experimentos com banho termostático a temperatura constante, mostravam que a D.U.T. (ou f) diminuía quando a temperatura do banho aumentava. Isto provavelmente ocorria, segundo os autores, devido ao fluido do banho ser óleo de silicone, e que a viscosidade do mesmo diminuía com o aumento da temperatura.

A título de comprovação do modelo, calcularam analiticamente, através de método numérico, a evolução das temperaturas no centro da lata, que foram comparadas aos valores medidos com termopar, apresentando uma correlação muito boa.

Para o caso de líquidos com partículas, os resultados da previsão das temperaturas por meio analítico, não coincidiram satisfatoriamente com os valores experimentais. Os autores justificaram o desvio, como sendo devido a incertezas quanto aos valores dos parâmetros experimentais utilizados na resolução analítica.

RUMSEY (1984) desenvolveu um modelo matemático, no qual considerava a fase líquida bem agitada e com a temperatura uniforme. As partículas sólidas foram caracterizadas como esferas com propriedades térmicas constantes.

Para a esfera foi utilizada a equação de condução de calor, e para o fluido a equação do balanço de energia. Os resultados do método numérico, foram comparados com um método analítico e não apresentaram nenhuma diferença.

Porém, quando comparados com resultados experimentais, a concordância não foi total, sendo que os valores de temperatura para a superfície da partícula foram os menos concordantes.

LEKWAUWA & HAYAKAWA (1986) desenvolveram um outro modelo matemático que levava em consideração uma distribuição estatística do tipo gama, para o tamanho das partículas dentro da lata. As partículas possuíam várias configurações, tais como esferas, cilindros e esferóides.

Para o desenvolvimento do modelo, a equação do balanço de energia foi resolvida em combinação com uma equação de condução transiente de calor, que por sua vez foi resolvida utilizando o teorema de Duhamel (CARSLAW & JAEGER, 1959) e fórmulas empíricas contendo os valores de f_h e j .

Os autores compararam os dados obtidos pelo modelo numérico, com dados de soluções analíticas para o valor de $j = 1$, e encontraram diferenças máximas de 3% entre os dois resultados.

Compararam os resultados do modelo numérico, com valores experimentais do processamento de esferóides de batata, imersas em água destilada, em latas 307 x 409 sendo agitadas no modo extremidade com extremidade, em autoclave rotativa "Stock".

Verificaram que a previsão da temperatura do líquido, era bem mais precisa do que a da temperatura no centro do sólido.

Os autores atribuíram este fato, aos erros acumulados nos dados obtidos da literatura, nas estimativas dos valores dos coeficientes de transferência de calor na superfície das batatas e nas medidas dimensionais das partículas.

Observaram que com diferentes valores de coeficiente de transferência de calor na superfície das esferas, variava-se a taxa de aquecimento das partículas mas não a do meio fluido.

Aumentando o valor do coeficiente externo de transferência de calor, notaram que o líquido se aquecia mais rápido, e que o aquecimento das partículas também era mais rápido, acompanhando a curva de aquecimento do líquido.

Algumas correlações com números adimensionais, foram obtidas por alguns autores na tentativa de representar, de uma outra forma esse mesmo fenômeno.

LENZ & LUND (1978) apresentaram um procedimento para calcular as temperaturas, tanto do líquido como das partículas, em produtos alimentícios enlatados e aquecidos por convecção forçada.

Estimaram o coeficiente de película na superfície das partículas, utilizando uma esfera de chumbo e um dispositivo para medir a temperatura dentro da esfera, quando a mesma era imersa em um líquido com uma determinada temperatura.

Desenvolveram duas correlações adimensionais, uma para latas sem partículas e outra com partículas, Equação 3.28 e Equação 3.35, respectivamente.

$$Nu = -33 + 53 Re^{0.29} Pr^{0.14} \left(\frac{D_p}{S(1-\epsilon)} \right)^{0.46} \quad (3.35)$$

Nessas correlações, o raio da autoclave é a dimensão característica do sistema, pois o coeficiente de transferência de calor mostrou ser independente do tamanho da lata.

Os autores concluíram que a presença das partículas, diminuía os valores dos coeficientes de transferência de calor, e que para fluidos com partículas, o valor do coeficiente de película na superfície das mesmas influenciava bastante os valores de letalidade.

Uma outra correlação adimensional foi desenvolvida por DENISTON *et alii* (1987), que realizaram um trabalho em latas 303 x 406, agitadas com rotação axial, contendo água destilada e esferas de batata.

Utilizaram como variáveis, numa primeira etapa, três diâmetros de esferas de batata e três rotações, mantendo a fração de volume de partículas constante. Em uma segunda etapa fixaram o diâmetro das esferas e a rotação da lata, e variaram as frações de volume de partículas, chegando até a compactação total das partículas dentro da lata.

Utilizaram três termopares dentro da lata: um mediu a temperatura do fluido, outro a temperatura do fluido junto a parede da lata e um terceiro a temperatura na superfície da partícula de batata.

Foram calculados dois coeficientes de transferência de calor, o global e o da película fluido/térmica junto a superfície da partícula e considerados como constantes durante o processamento, e determinaram a seguinte correlação adimensional:

$$Nu = 1,87 \cdot 10^{-4} Re^{1,69} \left[\left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\delta \cdot C_d \cdot \rho_f} \right) \cdot \left(\frac{\omega^2 \cdot D_c + 2g}{\omega^2 \cdot D_c} \right) \cdot \left(\frac{D_p}{D_c} \right) \right]^{0,53} \cdot \left(\frac{\alpha_p}{\omega^2 \cdot D_c} \right)^{0,126} \cdot \left[(1-\epsilon) \cdot \left(\frac{L_{ce}}{D_{ci}} \right) \cdot \left(\frac{\omega \cdot D_c^2}{\alpha_f} \right) \right]^{-0,171} \quad (3.36)$$

onde o número de Reynolds (Re) é igual a $\rho_f \cdot \omega \cdot D_c^2 / 2 \cdot \mu_b$.

A tentativa de correlacionar o coeficiente de transferência de calor por convecção na partícula, com o número de Fourier rotacional e outro adimensional que refletisse a velocidade relativa entre o fluido e a partícula não foi bem sucedida, apresentando baixo coeficiente de correlação.

Os autores justificaram este fato, considerando que o valor do coeficiente tinha sofrido poucas variações durante todos os experimentos, e portanto ou o coeficiente não era função dos parâmetros estudados ou o local onde foi medida a temperatura, não era representativo.

Uma análise dos resultados experimentais, confirmou que uma imprecisão na localização do termopar na partícula, era o fator de erro mais sensível e poderia ter alterado radicalmente os valores dos coeficientes de película, bem como mascarado a influência das variações experimentais sobre esse coeficiente.

Uma série de trabalhos foram feitos sobre a esterilização de vários produtos particulados embalados em latas de tamanho 303x406 e 603x700, utilizando a autoclave do tipo Steritort.

O primeiro deles foi desenvolvido por BERRY & DICKERSON (1981) sobre esterilização de milho enlatado em salmoura. Verificaram que o valor de F_0 atingia um valor máximo e depois diminuía. Esse comportamento de F_0 , era função da variação do volume de espaço-livre, o qual era medido através de uma relação entre um peso fixo de produto, e o peso da salmoura. Determinaram que o valor máximo de F_0 ocorria, quando essa relação era 0,35 para a lata de 303 x 406 e 0,36 para a lata 603 x 700.

Observaram novamente o efeito conflitante causado pelo aumento de rotação. Se por um lado diminuía o valor de f_h por outro lado podia diminuir também o valor de F_0 , devido a redução

do tempo de retenção.

Um outro trabalho foi feito por BERRY & BRADSHAW (1982), no qual apresentam um estudo da penetração de calor em latas com cogumelos em salmoura.

Verificaram que para esse produto, a relação sólido/líquido era o fator mais crítico, e embora a rotação e o espaço-livre afetassem a taxa de aquecimento, isto acontecia com menor intensidade.

BERRY *et alii* (1985) estudaram o aquecimento de ravioli em salmoura e em molho de tomate, em latas 603 x 700 e 300 x 407, respectivamente. A agitação das embalagens foi feita em duas autoclaves, uma do tipo "Orbitort" para as latas maiores, e outra do tipo "Steritort" para as menores.

Para as latas maiores, o fator que mais afetou as taxas de aquecimento foi o número de raviolis em cada lata. Para as latas menores, o fator mais crítico foi a consistência do molho de tomate.

3.4.3. Coeficiente de transferência de calor na superfície das partículas de produtos líquidos enlatados sob agitação

Pelo exposto na seção anterior, as imprecisões na definição do coeficiente de transferência de calor por convecção na superfície da partícula, representa o fator de cálculo crítico na análise de penetração de calor em latas com conteúdo heterogêneo.

Ciente disso, FERNANDEZ (1987) estudou o coeficiente de transferência de calor na superfície de uma partícula-módulo de alumínio, em forma de feijão verde.

O sistema estudado era composto de feijões verdes enlatados e processados em autoclave do tipo Steritort. Os fluidos utilizados eram soluções newtonianas e não-newtonianas.

Foi feita uma análise dimensional do sistema, onde a dimensão característica utilizada foi o diâmetro da partícula, e se obteve a seguinte correlação para fluidos newtonianos:

$$Nu = 2,27 \cdot 10^4 Re^{0,294} Pr^{0,23} \Omega^{0,29} \quad (3.37)$$

onde Ω é o fator de forma, definido como : $\Omega = \frac{\pi \cdot (6 \cdot V_p / \pi)}{A_p}$

sendo V_p o volume da partícula e A_p a área da superfície da partícula, e o número de Reynolds é igual a $D^2 \cdot N \cdot \rho / \mu$, considerando D como o diâmetro da partícula.

Para os fluidos não-newtonianos, utilizou-se os números de Prandtl e Grashof na forma generalizada, para obter a seguinte correlação:

$$Nu = 4,0 \times 10^7 (GPr \cdot GGr)^{0,403} \Omega^{16,7} \quad (3.38)$$

A convecção natural, para este último caso, aparece como o principal mecanismo de transferência de calor. O fator de forma foi o ponto mais crítico para ambos os fluidos, e a forma esférica é a que apresenta melhores coeficientes de transferência de calor.

4. MATERIAIS E METODOS

Todo o levantamento experimental foi feito nas dependências do *ITAL - Instituto de Tecnologia de Alimentos*, Campinas - SP. O principal equipamento utilizado foi o "Spin Cooker Cooler", no qual eram aquecidas as latas experimentais providas de termopares, cujo sinal era transmitido através de sofisticada junta rotativa. O sistema é descrito a seguir.

4.1. Equipamentos

O processador térmico utilizado foi um cozedor pasteurizador do tipo "Spin Cooker Cooler", fabricado por Sardik Engineering, Australia. Esse equipamento foi usado por apresentar melhores condições experimentais do que o "Steriflame" e a autoclave rotativa "Stock".

Foram feitas algumas modificações em sua estrutura, para permitir obter os dados de temperatura sob determinadas condições definidas, e conseguir satisfazer certas premissas assumidas para a análise matemática, como a de ter uma variação em degrau da temperatura.

Originalmente o equipamento constava de duas câmaras em forma de túnel construídas em aço inox, uma com aquecimento a vapor e outra com bicos aspersores de água para resfriamento. Na parte inferior das câmaras, três roletes de borracha, com diâmetro

de 65mm e comprimento de 5,50m, giram e fazem girar as latas axialmente, a uma rotação regulada por um variador de velocidade.

Entre os roletes existem correntes que empurram longitudinalmente as latas, através das duas câmaras, com velocidade regulada por um outro variador de velocidade.

A Figura 4.1 esquematiza a versão final do equipamento, da forma como foi utilizado.

A fim de permitir espaço suficiente para a movimentação da junta rotativa, eliminou-se a câmara de resfriamento. A corrente de transporte longitudinal foi retirada, para permitir movimentar rapidamente a lata sobre os roletes em movimento, até o centro do túnel.

Uma outra modificação efetuada, foi a instalação de um cano de água de 3/4 de polegada em uma das saídas do túnel para resfriamento das latas. Duas válvulas, uma globo e outra de esfera, ambas de 3/4 de polegada, controlavam a vazão de água, cuja drenagem era feita para a rede de esgoto.

A injeção de vapor é feita por um tubo de 1 polegada, localizado na parte inferior da câmara, e sua vazão é controlada manualmente por uma válvula globo de 1 polegada, colocada próximo a um manômetro da linha de vapor.

O excesso de vapor é expelido pelas aberturas existentes em cada extremidade do túnel. Dessa maneira mantinha-se o túnel sempre desaerado e completamente varrido pelo vapor saturado garantindo-se uma temperatura constante e uniforme dentro do túnel.

A câmara de aquecimento possui as seguintes dimensões: 0,44 x 0,41 x 2,12m, e a lata era posicionada sempre na parte central do túnel, próximo ao bico injetor de vapor. A parte superior do túnel é uma tampa móvel de aço inox, com um furo de

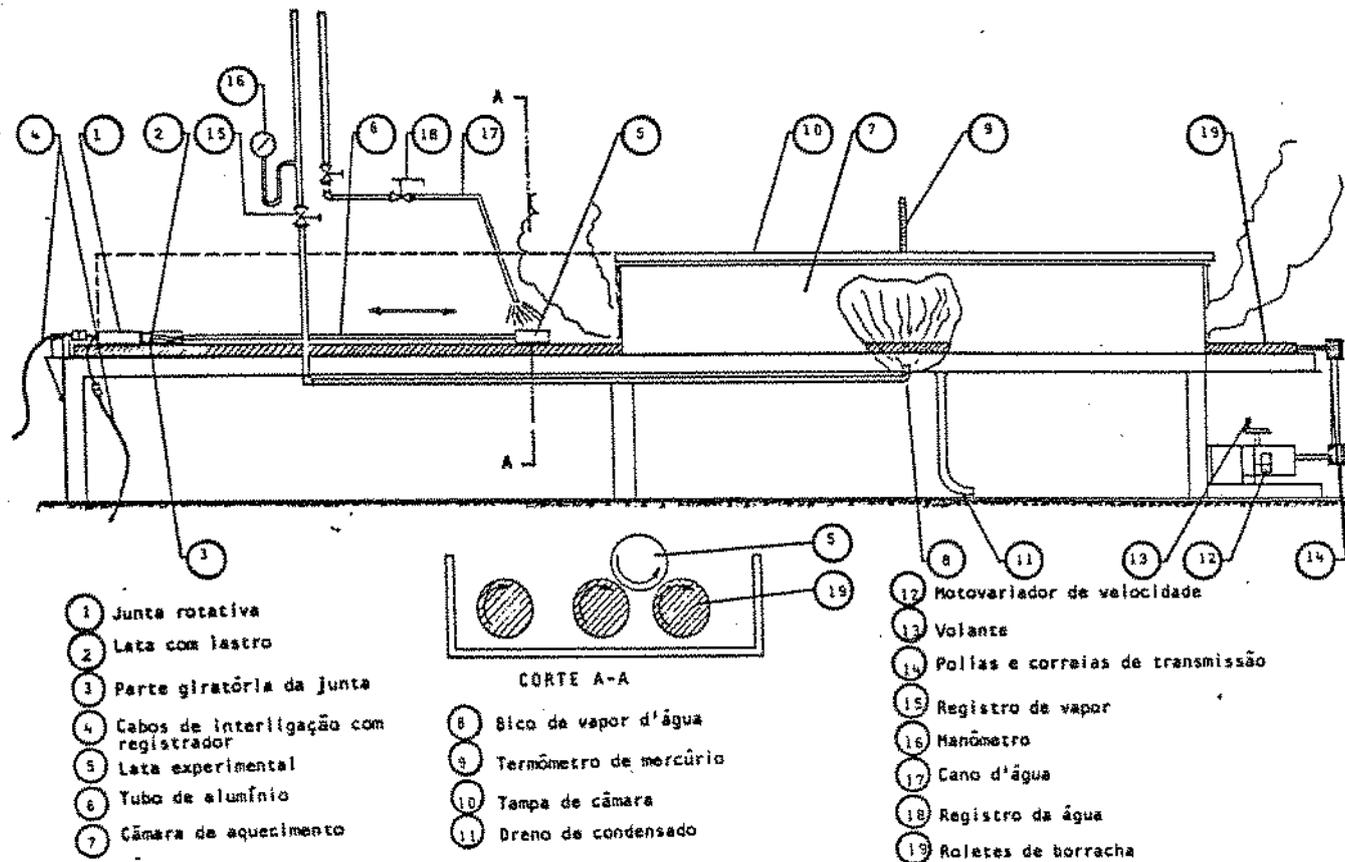


FIGURA 4.1. Vista geral do equipamento utilizado nos ensaios.

15mm na parte central pela qual era medida a temperatura no interior do túnel, com um termômetro de mercúrio.

Um variador-reductor de velocidade com 1/4 de H.P. da marca C & H Variable Drive, de fabricação australiana, era capaz de promover uma variação contínua da rotação, através de polias com diâmetros variáveis, acionadas por um volante manual.

Originalmente, um jogo de polias e correias fazia a transmissão do variador aos roletes, com uma faixa de rotação de 70 a 430rpm. Esse jogo de polias foi adaptado possibilitando diminuir a rotação mínima para 35rpm e a máxima para 215rpm.

As rotações dos roletes foram ajustadas para permitir que a lata experimental alcançasse as rotações previstas no plano experimental, ou seja, 40, 60, 80 e 120rpm.

4.2. Lata experimental

Foram utilizadas latas de folhas-de-flandres de 0,2mm de espessura e com tampas do mesmo material. As tampas eram furadas em seu centro com um dispositivo, fabricado pela O.F. Ecklund (USA), que fazia também os rebaixos para assentar os anéis de vedação de borracha do termopar (Figura 4.2).

As dimensões geométricas e características físicas da lata estão apresentadas na Tabela 4.1, inclusive com o valor dos espaços-livres disponíveis, ou seja, descontando a altura do rebaixo da tampa.

Uma vez instalado o termopar e colocada a solução-modelo, as latas eram então recravadas à vácuo, em uma recravadeira marca John Heine (USA) com capacidade de até 30 polegadas de mercúrio de vácuo. A Figura 4.3 apresenta um esquema

TABELA 4.1. Características físicas da lata experimental.

Diâmetro interno	0,073m
Altura interna	0,104m
Volume interno	0,000435m ³
Área de troca de calor	0,0322m ²
Espessura da chapa	0,2mm
Peso da tampa	15g
Peso do corpo da lata	65g
Peso do termopar	15g
Calor específico da chapa de aço	460 J/kg.K
Volume disponível com 7mm de espaço-livre bruto	0,0004225m ³
Volume disponível com 14mm de espaço-livre bruto	0,0003932m ³

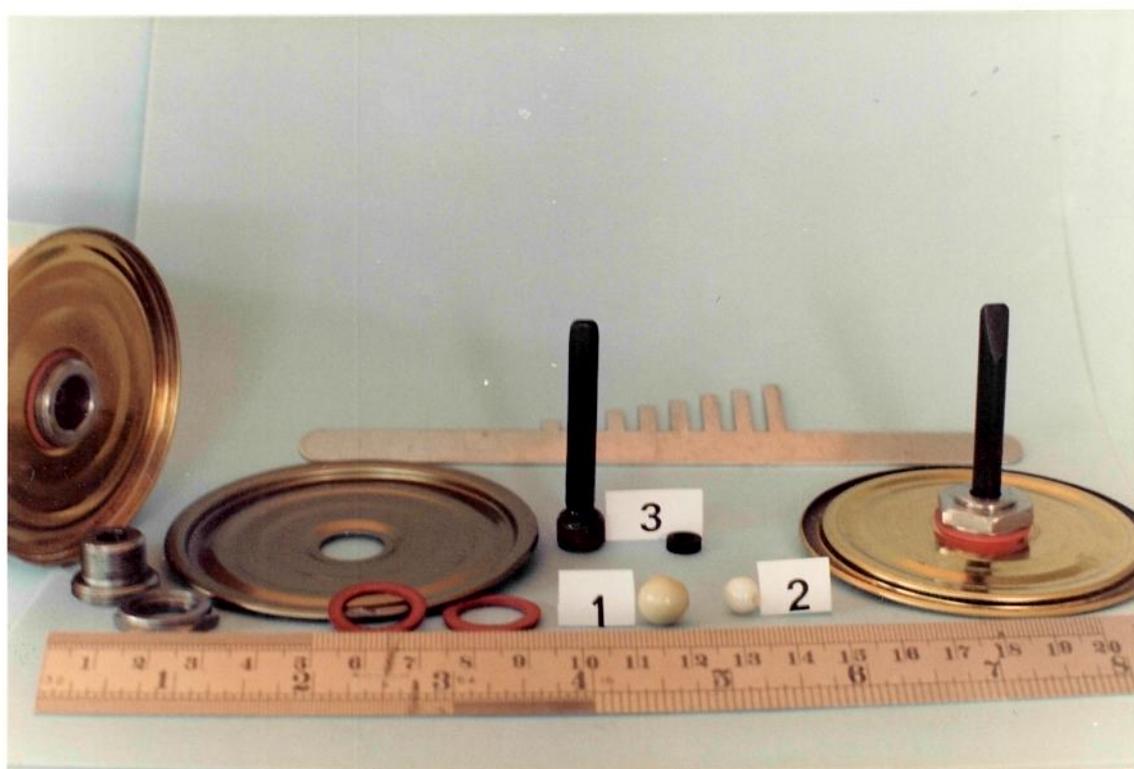
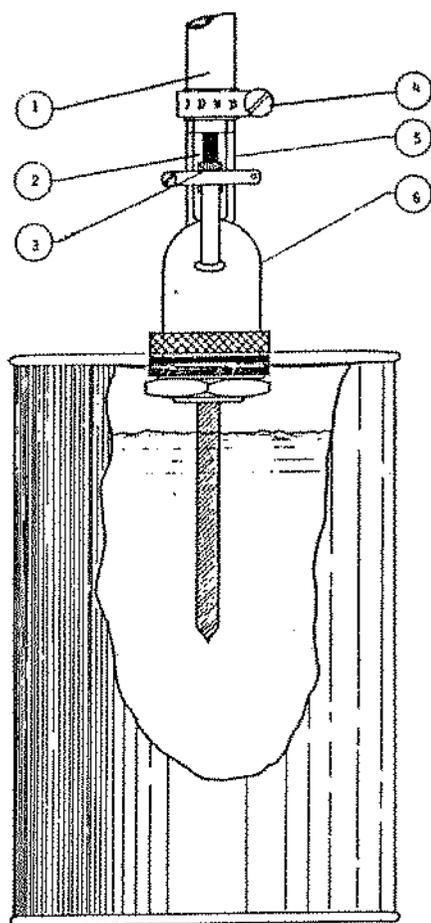


FIGURA 4.2. Acessórios utilizados para colocação do termopar rígido (3) na tampa, com o detalhe da partícula maior (1) e da partícula menor (2).



- ① Tubo de alumínio
- ② Cabo do termopar
- ③ Prensa cabo
- ④ Presilha
- ⑤ Tubo plástico
- ⑥ Conexão O.F.Ecklund

FIGURA 4.3. Desenho esquemático da ligação do cabo ao termopar, com as conexões O.F.Ecklund.

de lata fechada, com detalhes da conexão e do termopar instalado na tampa.

Para um controle dos dados obtidos, na tampa da lata eram gravados, o peso bruto, tamanho da partícula, o espaço-livre e também as características do conteúdo, como o tipo de fluido e quantidade de esferas.

4.3. Partículas

As partículas sólidas usadas, eram esferas de plástico, comercializadas na forma de contas, sendo uma de 8mm e outra de 10,4mm (Figura 4.2). As propriedades físicas e as características de enchimento das mesmas dentro do recipiente, estão apresentadas na Tabela 4.2. A intenção era simular uma situação de esterilização de ervilhas, milho ou feijão.

As propriedades físicas do plástico descritas na Tabela 4.2 foram obtidas na literatura, após determinar experimentalmente por reação química, qual o polímero utilizado na fabricação das esferas (Padula *et alii*, 1989). Desta maneira ficou estabelecido que a esfera maior era de Nylon 6 e a outra, poliestireno.

A difusividade térmica do material foi determinada experimentalmente, medindo-se a variação da temperatura no centro das esferas de plástico e de chumbo (vide Seção 4.10), quando as mesmas são inseridas na câmara de vapor saturado. Neste caso o número de Biot é infinito (mesmo para o chumbo) e a difusividade pode ser tirada do diagrama de Gurney e Lurie para esferas (Kreith, 1968) ou calculado pela equação de Ball e Olson (1957).

$$\alpha = 0,233 a^2 / fh \quad (4.1)$$

TABELA 4.2. Propriedades físicas das esferas experimentais de plástico.

Diâmetros	10,4mm	8mm
Material	Nylon	Poliestireno
Quantidade total/lata.....	294	725
Peso total/lata.....	183g	172g
Volume total (aparente)/lata.....	0,000175m ³	0,000185 ³
Quantidade (meia carga/lata).....	147.....	362
Peso (meia carga/lata).....	100g	96g
Volume (meia carga/lata).....	0,00009m ³	0,000095m ³
Densidade (aparente)	1,04kg/l	0,93kg/l
Calor específico ^(a)	0,4 cal/g °C	0,3 cal/g °C
Condutividade térmica ^(a)	5,8.10 ⁻⁴ cal/s cm °C	3.10 ⁻⁴ cal/s cm °C
Difusividade térmica	5,02.10 ⁻⁴ m ² /h	3,87.10 ⁻⁴ m ² /h

(a) Guide to Plastics - Property and Specifications Charts - Modern Plastics Encyclopedia - 91-6.

* A esfera de chumbo possui as seguintes propriedades físicas, que foram obtidas da literatura (Handbook of Chemistry and Physics):

Diâmetro	10mm
Densidade	11,34 kg/l
Calor específico	0,031 cal/g °C
Condutividade térmica	0,083 cal/s cm °C
Difusividade térmica	850.10 ⁻⁴ m ² /h

sendo:

α = difusividade térmica (m^2/s)

a = raio da esfera (m)

f_h = tempo para a temperatura de aquecimento atravessar um ciclo
log (min)

Os valores das difusividades térmicas também podem ser calculados através de sua definição, com as propriedades físicas obtidas da literatura, tanto para o plástico como para o chumbo (vide TABELA 4.2). Para ambos, os valores encontrados foram próximos aos obtidos com o método de Ball e Olson ou Gurney e Lurie. Para o chumbo foi encontrado $939,6 \times 10^{-4} m^2/h$ e para a esfera de plástico com 10mm de diâmetro, $6,08 \times 10^{-4} m^2/h$ (difusividade da água = $5 \times 10^{-4} m^2/h$).

A densidade aparente das partículas foi determinada experimentalmente, usando uma proveta graduada com água à temperatura ambiente, medindo-se o deslocamento do nível da água provocado pela imersão de uma massa conhecida de esferas.

4.4. Soluções-modelo

Todos os experimentos foram realizados com soluções-modelo, pelo fato de as mesmas apresentarem maior resistência a degradação térmica e terem suas propriedades físicas melhor especificadas.

As soluções-modelo utilizadas têm comportamento newtoniano e consistem basicamente de soluções de sacarose, com 0, 20, 40 e 60% em peso, de açúcar comercial.

As propriedades termofísicas e reológicas das soluções

TABELA 4.3. Propriedades de transporte das soluções utilizadas^(a).

	$\rho^{(b)}$ (kg/m ³)	$\mu^{(b)}$ (cP)	$k^{(c)}$ (W/m.K)	$C_p^{(d)}$ (J/kg.K)
Água	982	0,45	0,659	4.187
Sacarose a 20% em peso	1.063	0,74	0,582	3.789
Sacarose a 40% em peso	1.155	1,77	0,513	3.370
Sacarose a 60% em peso	1.264	8,19	0,450	2.994

(a) Todas as propriedades foram tomadas a 65°C.

(b) Polarimetry, Saccharimetry and the Sugars U.S. Dept. of Commerce, National Bureau of Standards Circ. of the NBS C. 440.
CRC Handbook of Chemistry and Physics 60th ed. 1980 CRC Publ. Co., Flow Data da Taylor Instruments.

(c) Choi, Y. & Okos, M. R. (1986); Honig, P. Principles of Sugar Tech. 1953.

(d) Junk, W. R. e Pancoast, H. M. Handbook of Sugars for Processors Chemists and Technologists.

de sacarose e da água, foram extraídas de diversas referências bibliográficas e estão apresentadas na Tabela 4.3. A temperatura escolhida de avaliação (65°C), é uma temperatura média entre as extremas utilizadas nos experimentos, que foram entre 25°C e 98°C .

As soluções eram preparadas para cada lata, ou no máximo, para um lote de quatro latas. Completado cada experimento a solução usada era descartada.

O açúcar usado para preparar as soluções foi do tipo refinado, encontrado no comércio. Para as concentrações de 40 e 60% as soluções eram ligeiramente aquecidas e constantemente agitadas, a fim de se obter a dissolução total do açúcar.

As soluções que não eram enlatadas no mesmo dia, eram conservadas em geladeira, protegidas por filme plástico de P.V.C., para evitar a evaporação de água.

Após o preparo da solução, sua concentração era confirmada em um refratômetro de bancada marca Atago.

4.5. Termopares

O termopar utilizado foi de cobre-constantan (tipo T), bitola AWG 30, fabricado por O.F.Ecklund Custom Thermocouples (USA) com isolamento de baquelite, de 5cm de comprimento e diâmetro de 6,35mm. Ele foi colocado na tampa da lata, e usado para medir a temperatura no centro geométrico da mesma (Figura 4.2).

Usou-se também um termopar flexível de cobre-constantan AWG 24, da O.F.Ecklund com 10cm de comprimento, para determinação da temperatura no centro da esfera. Colocado no fundo da lata, juntamente com o termopar rígido permitia obter as duas

temperaturas num mesmo ensaio (Figuras 4.4 e 4.5).

4.6. Montagem do dispositivo de obtenção das temperaturas

Para permitir a obtenção contínua dos dados de temperatura, foi utilizada uma junta rotativa marca Ellab (USA) com capacidade para quatro termopares e que foi adaptada para o uso de "plugs" com cabos de cobre-constantan bitola 19 AWG. Uma extremidade da junta era conectada a um registrador de temperatura marca Honeywell, modelo Eletronik 15, e a outra extremidade era ligada ao termopar da lata (Figura 4.6).

A junta tem 162mm de comprimento e 70mm de diâmetro e é dividida em dois corpos: um com 130mm, que permanece estático, e outro rotativo com 32mm, onde foi fixada uma lata, de tamanho igual ao dos experimentos, dotada de um bloco de alumínio como lastro. Essa adaptação foi necessária, para permitir que a parte giratória da junta, mantenha a mesma rotação que a da lata experimental, sem torcer o cabo de ligação do termopar.

Entre a lata experimental e a junta, foi colocado um tubo de alumínio com diâmetro de 9mm e 2m de comprimento, por onde passava o cabo do termopar. Dessa forma era possível colocar, instantaneamente, a lata no centro do túnel de aquecimento.

Nos experimentos com o termopar flexível, utilizou-se a mesma instalação, aproveitando o tubo de alumínio como suporte, um outro cabo foi fixado com arame, externamente ao tubo, até o termopar (Figura 4.7).



FIGURA 4.4. Detalhes da montagem do ensaio com dois termopares, o rígido (1), o flexível (3) e a esfera de chumbo (2), ambos colocados no fundo da lata.



FIGURA 4.5. Detalhe do dispositivo interno, para fixar a esfera de chumbo, presa ao termopar flexível no centro da lata.

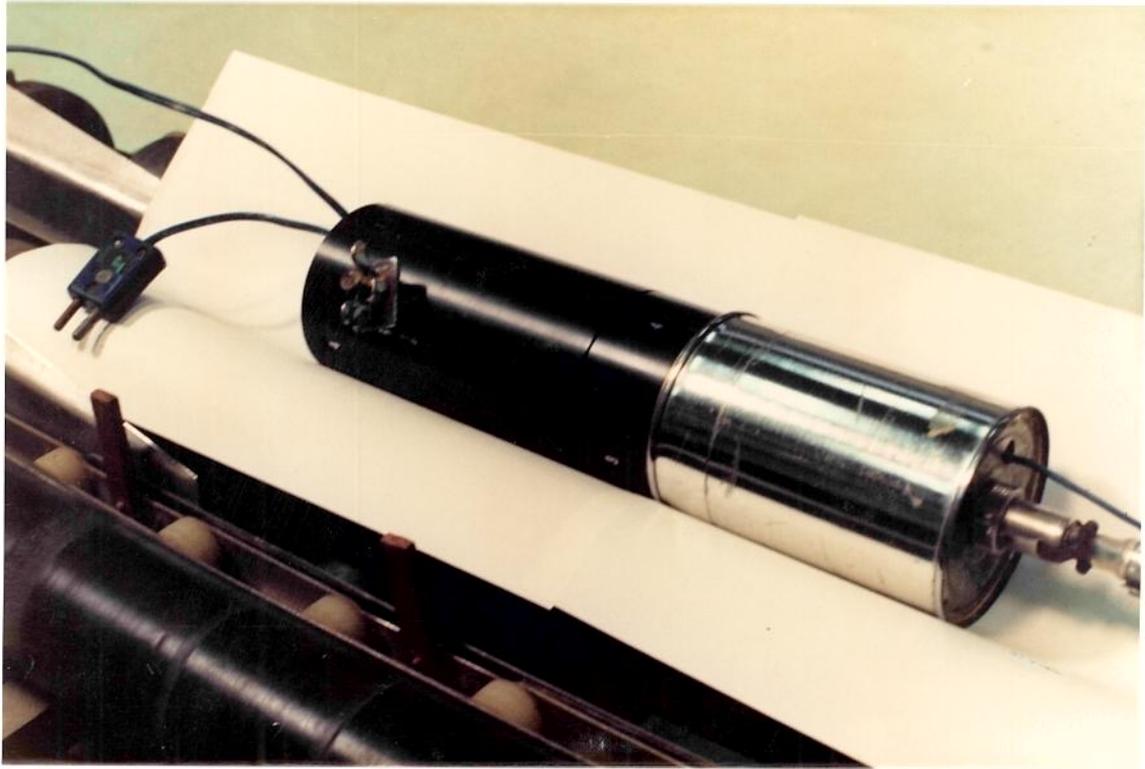


FIGURA 4.6. Vista da junta rotativa Ellab, adaptada para cabos com plug, e da lata de folha-de-flandres, com lastro interno fixada e junta rotativa.

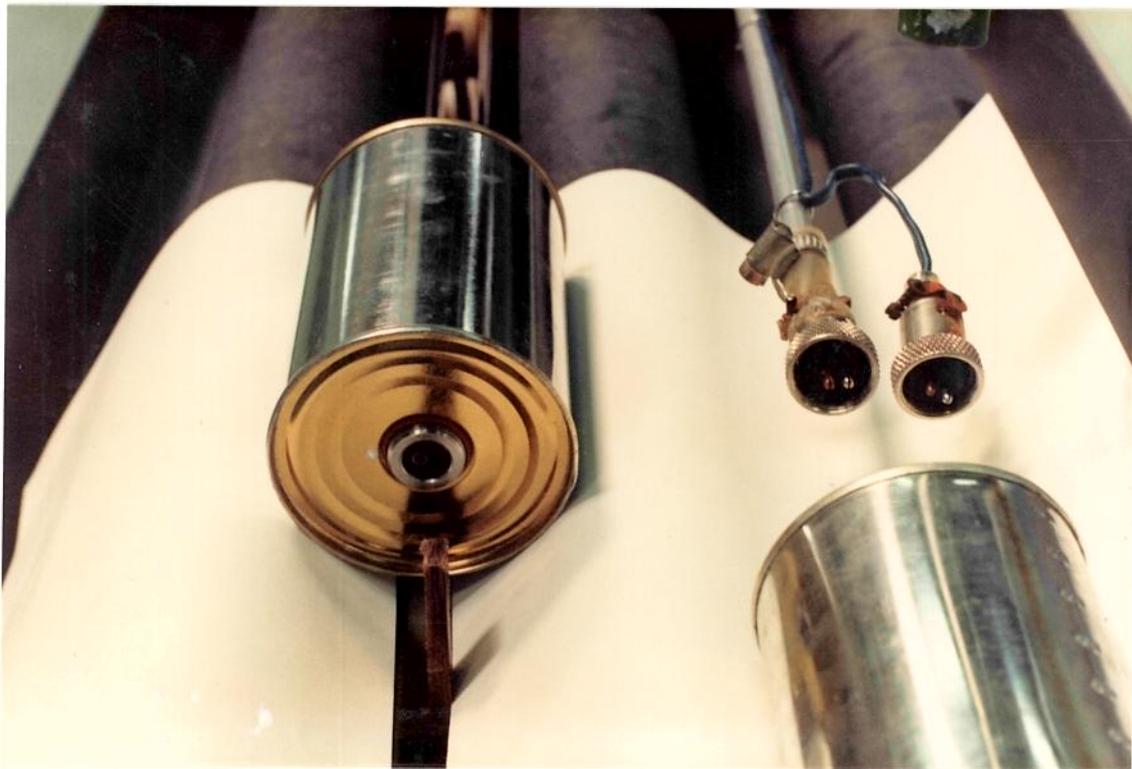


FIGURA 4.7. Detalhe da extremidade do tubo de alumínio, com as conexões tipo O.F.Ecklund, a serem fixadas na lata com um ou dois termopares.

4.7. Registrador de temperatura

Foi utilizado o registrador indicador de temperatura do tipo multiponto, que transforma o sinal em milivolt proveniente do termopar, através de um circuito eletrônico, em valores de temperatura em grau centígrado.

O modelo utilizado, um Eletronik 15 da Honeywell (Figura 4.8), movimenta a carta de rolo, que tem escala de 0 a 150°C e divisão mínima de 1°C, a uma velocidade de 30. polegadas por hora. O tempo de resposta para medir uma determinada temperatura, com uma precisão de $\pm 0,25\%$ e sensibilidade de 0,035%, é de 4,5 segundos.

O registrador foi regulado para o mínimo de 3 pontos e como a necessidade de registro era de apenas um ponto na maioria dos experimentos, os terminais de ligação dos termopares foram interligados, o que possibilitou obter o registro da variação da temperatura no ponto desejado a cada 5 segundos.

Nos ensaios onde era necessário o registro de dois pontos, no líquido e na esfera, foi utilizada a ligação para 6 pontos, sendo que o registro de cada ponto era alternado ou seja, o intervalo de registro de um mesmo ponto agora era de 10 segundos.

4.8. Procedimento experimental

Após o preparo das soluções era feito o enchimento das latas, controlando o espaço-livre com uma régua graduada especial (Figura 4.2 ao fundo). No caso das esferas serem de menor densidade que a solução, utilizava-se uma chapa fina para

submergir as esferas e medir o espaço-livre na superfície do líquido.

Uma vez pesada a lata e identificada sua tampa, a mesma era recravada. Conectava-se o cabo da junta rotativa, ao termopar colocado na tampa da lata e o sistema estava pronto para o ensaio.

Nos experimentos, nos quais se monitorava a temperatura no centro das esferas plásticas, fixava-se os dois termopares no fundo da lata, o rígido que media a temperatura do fluido e o flexível que media a temperatura no centro de uma esfera posicionada no centro geométrico da lata (FIGURA 4.4). Em seguida, com a ajuda de dois calços metálicos, colocados externamente no fundo da lata para nivelar a mesma, procedia-se a recravagem.

As situações que exigiram mais cuidado, foram os ensaios com a esfera de chumbo, nas quais, além do procedimento acima, foi necessário, colocar um suporte na tampa e fixar a esfera na mesma, antes da recravagem (FIGURA 4.5). Caso contrário, devido ao peso do chumbo e a força centrífuga, a esfera se deslocava para a parede da lata e ficava em uma zona mais quente, diferente daquela registrada pelo termopar rígido.

Uma vez instalada a lata no equipamento, a rotação do mesmo era ajustada para um valor desejado, a lata era identificada na carta do registrador de temperatura, bem como todas as condições do experimento.

Atingida a pressão de operação da linha de vapor (entre 6 e 7 kgf/cm²), e estabelecida a temperatura no túnel, a válvula da tubulação de vapor permanecia constantemente aberta na mesma posição, mesmo durante os intervalos dos experimentos, o que garantia condições constantes dentro da câmara de aquecimento.

Uma vez estabelecido o equilíbrio térmico no túnel e na lata, a mesma era introduzida no túnel, entre o intervalo de

registro de dois pontos, pois 5 segundos mostrou ser suficiente para essa operação que em geral, era efetuada em 2 e 3 segundos.

A lata permanecia no túnel até o equilíbrio das temperaturas, a seguir era retirada, também entre o intervalo de tempo de 5 segundos, e colocada sob o cano com água à temperatura ambiente com uma vazão de 16l/min (Figuras 4.9 e 4.10).

Com este procedimento, evitava-se a correção dos dados, para tempos de subida de temperatura no meio do aquecimento ("come-up-time"), pois a variação da temperatura era instantânea.

O instante de colocação e retirada da lata do túnel, foi assinalado na carta de registro de temperatura de todos os experimentos e foi considerado o ponto inicial para efeito de processamento dos dados.

Os dados de tempo-temperatura foram tabelados e a seguir, arquivados no computador para futura análise. Todos os ensaios (160) foram feitos em duplicata, uma grande parte em triplicata e alguns foram repetidos até quatro vezes para se certificar dos resultados.

O plano experimental consiste de um fatorial completo das variáveis apresentadas na Tabela 4.4, onde aparece também os valores das mesmas.

As rotações utilizadas, são as mais utilizadas industrialmente e correspondem a 1, $1\frac{1}{2}$, 2 e 3 vezes a menor rotação permitida pelo equipamento, já os espaços-livres foram escolhidos de forma a permitir uma comparação entre os resultados obtidos com um valor mínimo, e um outro, aproximadamente três vezes maior.

Com a finalidade de estudar a influência do tamanho de partícula, dois diâmetros foram utilizados, e embora seus valores sejam próximos, a quantidade de partículas na lata é bem

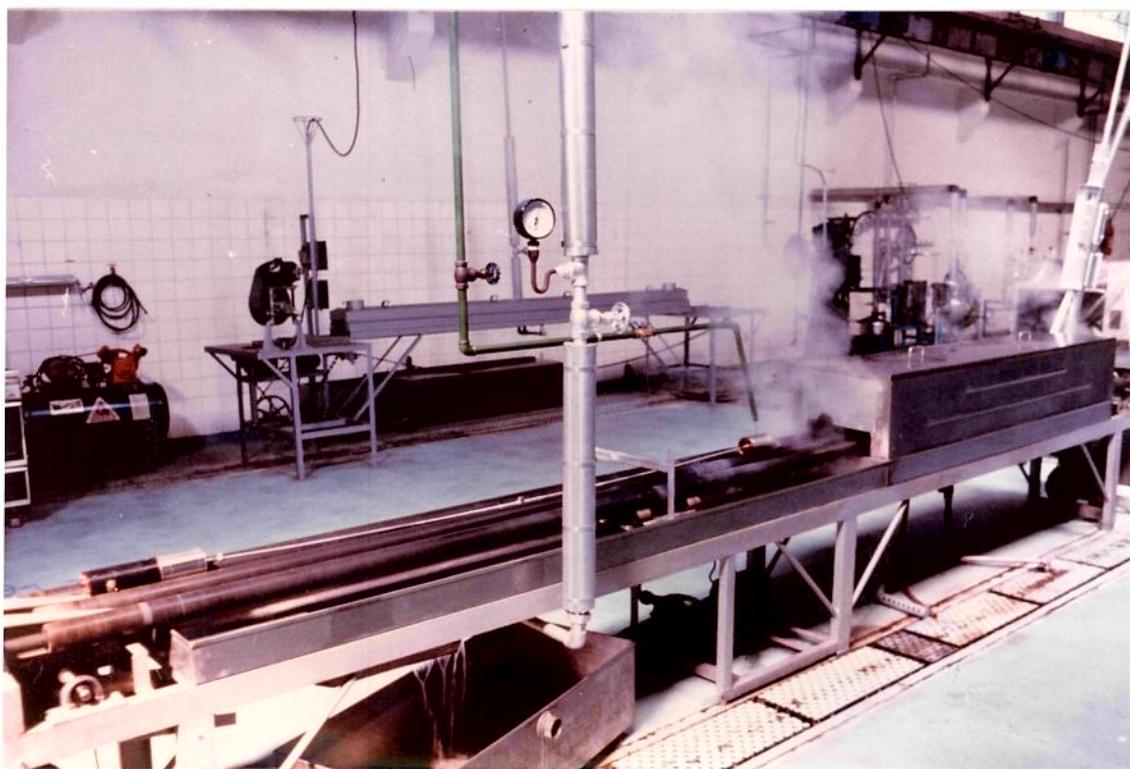


FIGURA 4.9. Detalhe geral do equipamento com a lata girando sob o jato d'água fora do túnel.

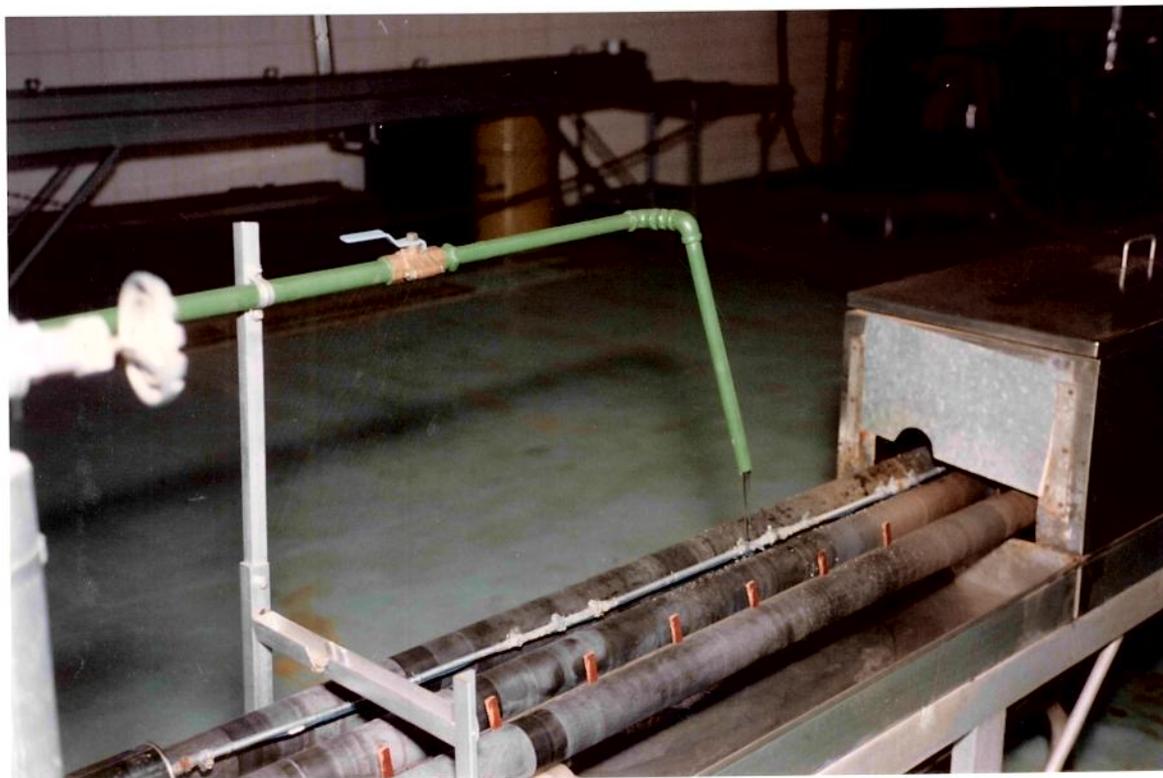


FIGURA 4.10. Detalhe local da entrada do túnel após a lata ter sido colocada no túnel.

diferente. Suas dimensões representam bem o tamanho real dos alimentos simulados, assim como sua densidade (TABELA 4.2).

As frações de volume de partículas usadas, simularam as mesmas usualmente utilizadas para alimentos desse tipo, em conserva. Para avaliar o efeito da quantidade de partículas, foi utilizado ainda, uma fração com a metade do volume de esferas mencionadas anteriormente (Tabela 4.2, 4.4 e Apêndice B).

4.9. Determinação dos coeficientes globais de transferência de calor

Os coeficientes de transferência de calor, foram calculados a partir dos valores de f_h , obtidos de dados de tempo e de temperatura, e pela equação do balanço de energia aplicada ao sistema. A correspondência entre f_h e o coeficiente global U é dada pela equação 3.15.

Os valores de f_h foram calculados por regressão linear simples dos dados de tempo-temperatura de cada experimento, depois de colocados sob a forma logarítmica apresentada na Equação 3.6.

Cada experimento foi realizado no mínimo duas vezes e em todos foi determinado o valor de f_h através de um programa de computador. Além disso, para cada experimento, os valores de tempo e temperatura foram locados em papel monologarítmico e o cálculo de f_h feito graficamente.

Isso foi necessário para verificar porque alguns experimentos duplicados apresentavam grande variação (maior que 20%) no valor de f_h e visualizar graficamente os pontos e a reta formada para cada experimento.

TABELA 4.4. Variáveis experimentais

Rotação da lata	40, 60, 80, 120rpm.	
Espaço-livre bruto	7 e 14mm.	
Volume de espaço-livre	12,5 x 10 ⁻⁶ e 41,8 x 10 ⁻⁶ m ³ .	
Fluidos-modelo	Água	
	Solução de sacarose a 20%	
	Solução de sacarose a 40%	
	Solução de sacarose a 60%	
Partículas-modelo	Esferas de plástico com diâmetros de	
	10,4 e 8mm	
Número de partículas/lata	Carga total	Meia carga
	294 (10,4mm)	147 (10,4mm)
	725 (8mm)	362 (8mm)

* Os valores de ϵ , obtidos com os respectivos volumes de esferas e volumes disponíveis (sem espaço-livre) da lata são os seguintes:

E.L.14mm	{	Carga Total - $\epsilon = 0,445$ (10,4mm)	$\epsilon = 0,470$ (8mm)
		Meia Carga - $\epsilon = 0,229$ (10,4mm)	$\epsilon = 0,242$ (8mm)
E.L. 7mm	{	Carga Total - $\epsilon = 0,414$ (10,4mm)	$\epsilon = 0,438$ (8mm)
		Meia Carga - $\epsilon = 0,213$ (10,4mm)	$\epsilon = 0,225$ (8mm)

Considerou-se, que o valor do coeficiente de transferência de calor era constante durante todo o ensaio. O volume de controle para o sistema, foi a superfície interna da lata, contendo portanto, o fluido e as partículas sólidas. Nesse caso, a massa e o calor específico da lata não foram incluídos nos cálculos.

Em termos práticos, a resistência térmica da condensação de vapor saturado e da parede da lata podem ser consideradas desprezíveis em relação a resistência à convecção interna, e a temperatura na parede interna da lata pode ser considerada igual à temperatura do vapor saturado.

Nesses casos, o valor do coeficiente global U , é muito próximo ao valor do coeficiente de transferência de calor por convecção h , da parede interna ao líquido. Portanto, embora os valores calculados sejam referentes a h , consideraremos como se fosse U (mais detalhes podem ser vistos na Seção 5.2 do Capítulo 5.)

4.10. Determinação dos coeficientes de transferência de calor fluido-partícula

As partículas-modelo utilizadas na presente pesquisa, tem propriedades termofísicas de ordem de grandeza da dos alimentos. Para uma esfera isolada, em situações de mínima agitação na fase fluida, o número de Nusselt tende a 2,0. Esse valor corresponderia, para as esferas de plástico, a um Biot da ordem de 5,0 (água) ou 3,5 (60% sacarose). Isto é, uma faixa na qual as resistências interna e externa influenciam na transferência de calor.

Esta situação não permite extrair com exatidão os valores do coeficiente de transferência de calor por convecção até as partículas. A agitação tende a diminuir a resistência externa, e com isso prejudicar ainda mais essa determinação.

Para obter maior precisão, procura-se concentrar a resistência à transferência de calor na fase fluida, utilizando-se esferas de metal, como o alumínio (FERNANDEZ, 1987) e o chumbo (LENZ & LUND, 1978). Desta maneira, o coeficiente de transferência de calor h , pode ser obtido de uma relação analítica simples. Por facilidade de construção, optou-se por esferas de chumbo (diâmetro 10mm).

Com essa disposição, com Nusselt igual a 2,0, obtém-se um Biot de 0,01 (60% sacarose) ou 0,02 (água). Mesmo admitindo uma considerável influência da agitação, a resistência externa deverá predominar.

4.11. Cálculos analíticos

Utilizou-se de um método analítico para estimar o valor do coeficiente de película térmica na superfície da esfera.

Este método é apresentado por BIMBENET & DUQUENOY (1974), e se trata de um modelo obtido da resolução das equações da energia e transferência de calor pelo método de diferenças finitas e aplicadas para latas cilíndricas contendo partículas sólidas, como esferas ou cilindros, imersos em um fluido perfeitamente agitado.

Como esse modelo é iterativo, foi possível programá-lo em uma calculadora TEXAS TI 59, e a partir de valores experimentais, como temperatura de aquecimento, coeficientes de

transferência de calor na parede da lata e das propriedades termofísicas envolvidas, determinar a temperatura do fluido e a do sólido em vários pontos em função do tempo.

Decidiu-se então estimar o coeficiente de transferência de calor, aplicando o método de Bimbenet e Duquenoy a alguns resultados experimentais, mantendo-se o h como variável de ajuste.

Foi feita uma simulação com os dados de um experimento no qual mediu-se a temperatura no centro de uma esfera plástica de 10mm de diâmetro, imersa em solução de sacarose a 60%. A lata tinha espaço-livre de 14mm e uma rotação de 40rpm.

Foram feitas várias iterações para estimar a variação de temperatura no centro da esfera, com valores pré-fixados dos coeficientes de transferência de calor, até obter-se o melhor ajuste com os valores das temperaturas experimentais.

4.12. Análise dimensional dos dados experimentais

Utilizou-se a análise de regressão, para se obter uma equação correlacionando grupos adimensionais, como um modelo matemático para sistemas newtonianos contendo partículas sólidas em recipientes cilíndricos sob rotação axial.

Análisou-se primeiramente quais os números adimensionais que melhor quantificavam o fenômeno de transferência de calor no sistema

4.12.1. Números adimensionais utilizados

Os números adimensionais utilizados foram encontrados na

literatura, (BIRD *et alii*, 1960; SOULÉ & MERSON, 1985; ANANTHESWARAN, 1984 e DENISTON *et alii*, 1987) e obtidos por análise dimensional em sistemas similares.

Os adimensionais que melhor representam a transferência de calor para este tipo de sistema são: o número de Nusselt (Nu), o número de Reynolds (Re) e o número de Prandtl (Pr).

O número de Nusselt ($h.D/k$) representa o coeficiente de transmissão de calor no aquecimento por convecção. Indica a proporção entre o calor fornecido por convecção pura e aquele fornecido por condução pela película fluida próxima à parede.

O número de Reynolds ($\rho.V.D/\mu$) é a relação entre as forças inerciais e as forças viscosas presentes na corrente fluida e indica se o regime é laminar ou turbulento.

O número de Prandtl ($\mu.C_p/k$) é a relação entre a difusividade da quantidade de movimento e a difusividade térmica do fluido. Esse número adimensional é muito utilizado na análise de transferência de calor por convecção.

Quando a convecção natural é significativa, utiliza-se também o número de Grashof (Gr), geralmente multiplicado pelo número de Prandtl, cujo produto é o número de Rayleigh (Ra) (RAO *et alii*, 1985; LENZ & LUND, 1978).

A influência da temperatura na viscosidade do fluido, é considerada nas correlações, através do grupo (μ_b/μ_v), no qual μ_b é a viscosidade do fluido, a um valor médio da temperatura central e μ_v é a viscosidade à temperatura da parede.

O grupo L/D_c representa as dimensões geométricas do recipiente, e é também utilizado para transferência de calor em tubos com escoamento de líquidos. No presente trabalho foi utilizado apenas um tamanho de lata e portanto o grupo L/D_c não será incluído na regressão.

Além desses, outros grupos foram incluídos na análise de regressão, como H/D_c , $(1 - \epsilon)$, $\alpha_p/\omega.D_p^2$, $\alpha_f/\omega.D_c^2$ e α_p/α_f ; os quais consideraram a variação do espaço-livre, a fração de volume de sólidos, o tamanho das partículas e as propriedades térmicas e físicas da fase líquida e das partículas, respectivamente.

Os números adimensionais foram calculados considerando-se os valores das propriedades termofísicas e reológicas a 65°C , que é a média aritmética entre as temperaturas inicial e a final do conteúdo da lata de um experimento completo.

4.12.2. Dimensão característica

Todos os trabalhos com rotação axial contínua de latas (QUAST & SIOZAWA, 1974; MERSON *et al.*, 1980; TEIXEIRA NETO, 1982, SOULÉ & MERSON, 1985 e DENISTON *et al.*, 1987), utilizaram o diâmetro da lata para o cálculo dos números adimensionais e obtiveram altos coeficientes de determinação. Isso significa que esse diâmetro deve correlacionar bem os dados experimentais e portanto pode ser utilizado como dimensão característica.

4.12.3. Modelos utilizados

Dois tipos de relação funcional descritas nas Equações 4.2 e 4.3 foram utilizadas nas análises de regressão.

$$\text{Nu} = C \cdot \text{Re}^B \text{Pr}^E \quad (4.2)$$

$$\text{Nu} = C' \cdot (\text{Re Pr})^{B'} \quad (4.3)$$

onde C , C' , B , B' e E são constantes.

Os logaritimos do número de Nusselt são as variáveis

dependentes e os logaritimos dos números de Reynolds e Prandtl são as independentes. A regressão linear múltipla usada, aplica o método da soma das diferenças dos mínimos quadrados e assume uma distribuição de erro normal para os valores das variáveis. Determina-se os coeficientes C, C', B, B' e E e realiza-se alguns testes estatísticos, como o de t de Student, F e Durbin-Watson (NETER & WASSERMAN, 1974).

Esse programa foi executado em um computador da marca COBRA-480 e foi desenvolvido pelas Seções de Processamento de Dados e de Estatística do Instituto de Tecnologia de Alimentos - ITAL.

A Equação 4.2 é normalmente empregada para fluxo de fluidos em regime turbulento e a equação 4.3 é usada para regime laminar, porém o grupo $Re.Pr$ (Peclet) aparece multiplicado por D_c/L , cujo produto é conhecido como número de Graetz (Gz).

Nesse estudo de regressão o valor de D_c/L foi excluído da correlação devido ao fato de ter se utilizado apenas um tamanho de lata. Desta forma, o modelo matemático a ser proposto, se restringirá a embalagens com valor de D_c/L iguais ao da lata utilizada.

Cento e sessenta experimentos foram considerados na análise de regressão. Desses, trinta e dois eram relativos a experimentos sem esferas, sessenta e quatro com meia capacidade de esferas e sessenta e quatro com capacidade total de esferas.

Foram feitas regressões considerando todos os cento e sessenta experimentos e também separadamente, para cada um dos conjuntos de experimentos citados no parágrafo anterior.

4.13. Análise visual dos experimentos

O movimento da bolha de espaço-livre e das partículas sólidas, foi observado em recipientes de vidro com dimensões bem próximas a da lata experimental.

Foram utilizadas as mesmas soluções-modelo e mantidos os mesmos volumes de espaço-livre usados nos ensaios.

A formação das correntes fluidas foi observada através do fundo do recipiente. Nos experimentos com partículas, essas correntes eram visíveis pelo próprio movimento das partículas.

Nos experimentos sem partículas, utilizou-se cristais de permanganato de potássio depositados na parte inferior do recipiente. Assim que o mesmo começava a girar, era possível identificar as correntes fluidas formadas.

Esses ensaios com recipientes de vidro foram filmados em video-cassete e posteriormente analisados em movimentos lentos.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os dados foram levantados durante os anos de 1987 e 1988 e os resultados aqui apresentados são analisados de duas formas: uma através das curvas obtidas para os vários coeficientes de transmissão de calor e outra por correlações dimensionais obtidas dos dados experimentais.

O desenvolvimento dos cálculos para obtenção dos coeficientes de transferência de calor, bem como a determinação do melhor modelo de correlação dimensional, através de análise estatística, são descritos neste Capítulo.

5.1. Variação da temperatura com o tempo de aquecimento

A Figura 5.1 apresenta resultados típicos obtidos em ensaios com água, e a Figura 5.2 com solução de sacarose a 60%.

As figuras representam experimentos em condições similares, ou seja, em ambas o espaço-livre é de 14mm e as latas contém a maior capacidade de esferas de plástico de 10mm de diâmetro.

É possível comparar ainda nessas figuras, as curvas obtidas para a lata estática horizontal e a mesma lata sob uma rotação de 40rpm. No caso da lata estática é apresentada somente a temperatura do meio líquido e para as latas a 40rpm, além do meio líquido, a temperatura no centro da esfera.

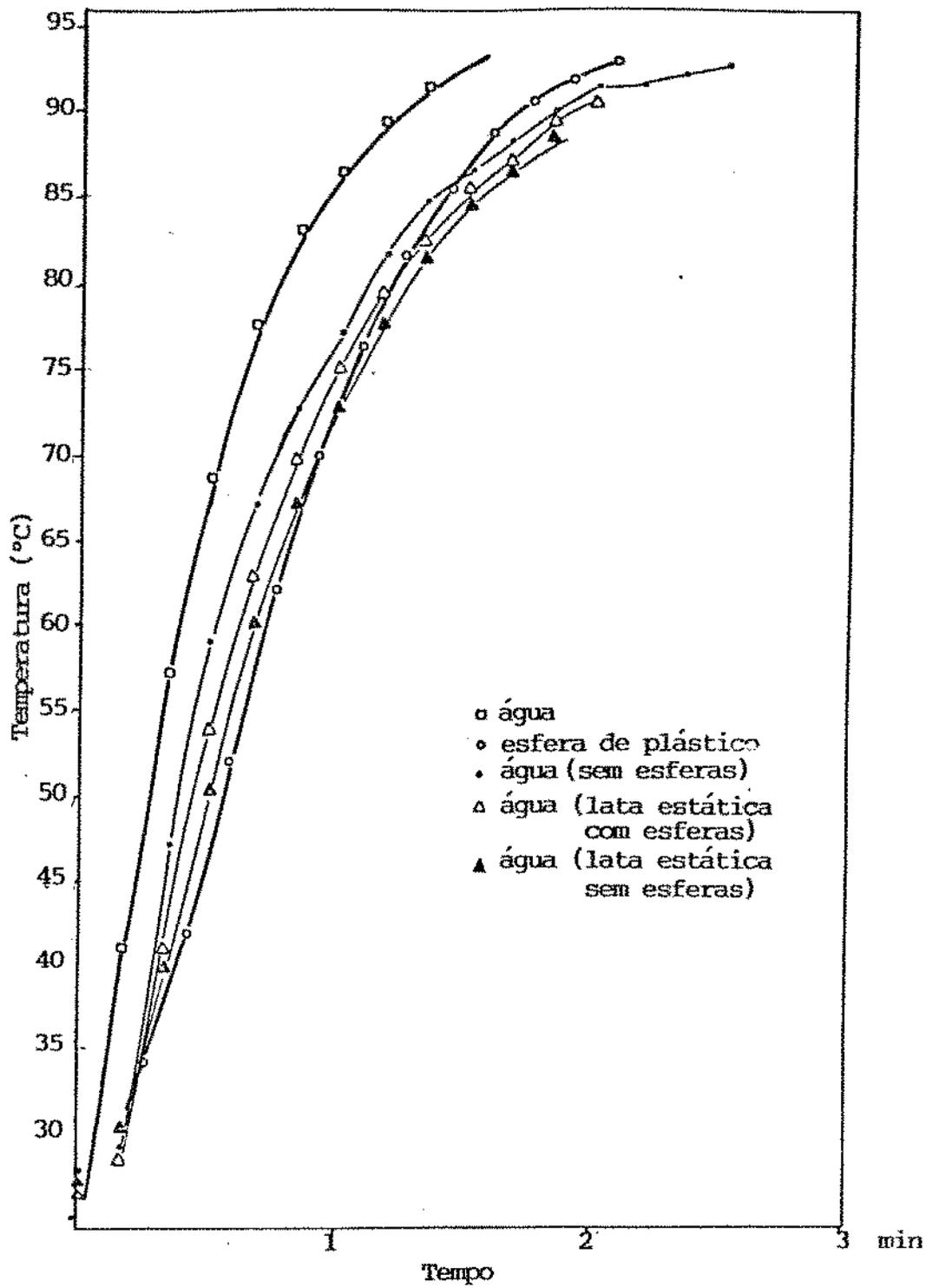


FIGURA 5.1. Evolução da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (água) com relação ao tempo, para experimentos com e sem esferas.

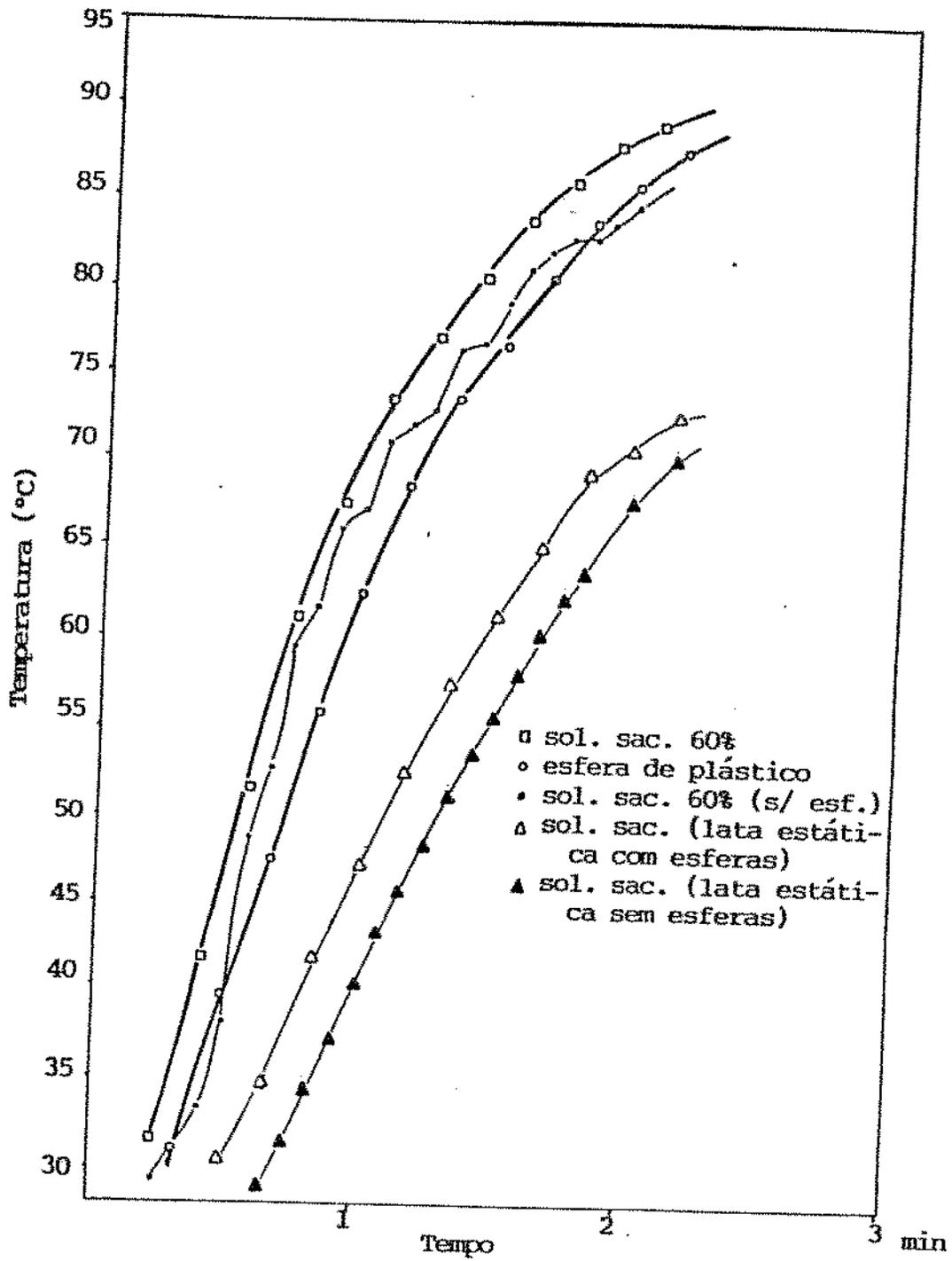


FIGURA 5.2. Evolução da temperatura no centro da esfera de plástico e no meio líquido (sacarose a 60%) com relação ao tempo para experimentos com e sem esferas.

Com o intuito de mostrar as diferenças obtidas nas latas com e sem esferas, as curvas destas últimas também foram colocadas nestas figuras.

O formato geral das curvas segue a concavidade típica de ensaios de penetração de calor. Observa-se entretanto que o comportamento do aquecimento da água, é bem diferente do que da sacarose.

Verifica-se, por exemplo, que a rotação influencia marcadamente, o aquecimento de soluções mais viscosas como a sacarose e menos intensamente no caso da água.

Outra observação importante, é a presença das partículas durante o aquecimento sob agitação. Nota-se, por exemplo, uma maior inclinação das curvas obtidas com as partículas, ou seja a taxa de aquecimento nesse caso é maior.

Comparando-se as curvas de aquecimento para o caso de líquidos sem partículas, às obtidas para líquidos com partículas, verifica-se que as primeiras ficam situadas entre as curvas obtidas para o meio líquido e para a partícula.

Verifica-se também que a inclinação dessas curvas são bem próximas, sendo um pouco maior no caso das partículas. Isso significa que a colaboração das partículas para o aumento da taxa de aquecimento, embora exista, não ocorre de uma maneira muito intensa.

As partículas promovem, sem dúvida, uma melhor agitação e uniformização das temperaturas no interior da lata, durante o aquecimento, principalmente em fluidos mais viscosos. Isto pode ser observado na Figura 5.2, onde vemos que a curva de aquecimento do fluido sem partículas é bem desuniforme.

A diferença instantânea entre as temperaturas do líquido e do centro da partícula, é maior no caso da água, devido ao

rápido aquecimento convectivo da água e ao lento aquecimento condutivo das partículas. Já no caso da sacarose, por ter maior viscosidade, o aquecimento é mais lento e permite uma aproximação maior da temperatura das partículas.

Com os dados experimentais de tempo e temperatura obtidos para a esfera plástica (Figuras 5.1 e 5.2) pode-se verificar que entre 40°C e 90°C, as curvas são aproximadamente paralelas e portanto os diferenciais da temperatura em relação ao tempo, tanto do fluido como da partícula tem valores muito próximos.

Para uma interpretação física do processo é preciso analisar os resultados quando locados em gráfico semi-logarítmico. Isso foi feito para os mesmos experimentos com água e sacarose descritos acima e são apresentados nas Figuras 5.3 e 5.4.

Nota-se que ocorre um paralelismo entre as duas retas, e significa que com os valores de temperatura medidos no fluido e na partícula, se obtém aproximadamente o mesmo valor para o fh .

Este fato já havia sido observado por BIMBENET & DUQUENOY (1974) em um desenvolvimento teórico da transferência de calor em latas, contendo partículas em meio fluido, sob agitação.

Alterando-se o fluido e variando-se a rotação esse comportamento se repete, evidenciando ser uma característica desse sistema, onde o mecanismo de transferência de calor predominante é o de convecção.

Embora as partículas se aqueçam por condução, acompanham a curva de aquecimento do meio fluido, diferenciando-se pelo valor de j que representa o efeito condutivo das mesmas.

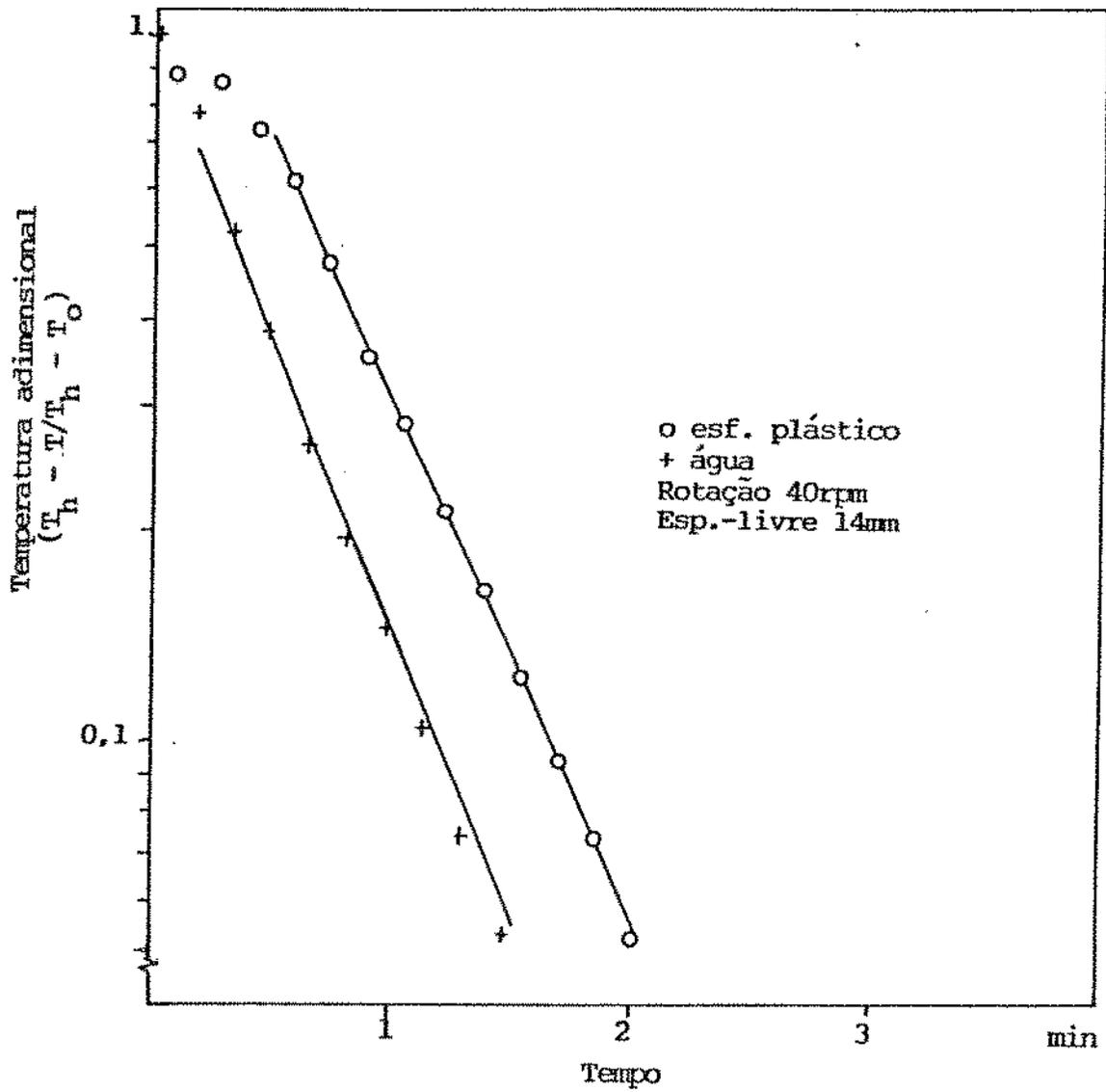


FIGURA 5.3. Comportamento da temperatura adimensional no centro da esfera de plástico e no meio líquido (água) representada em escala logarítmica com relação ao tempo, para ensaios com capacidade total de partículas.

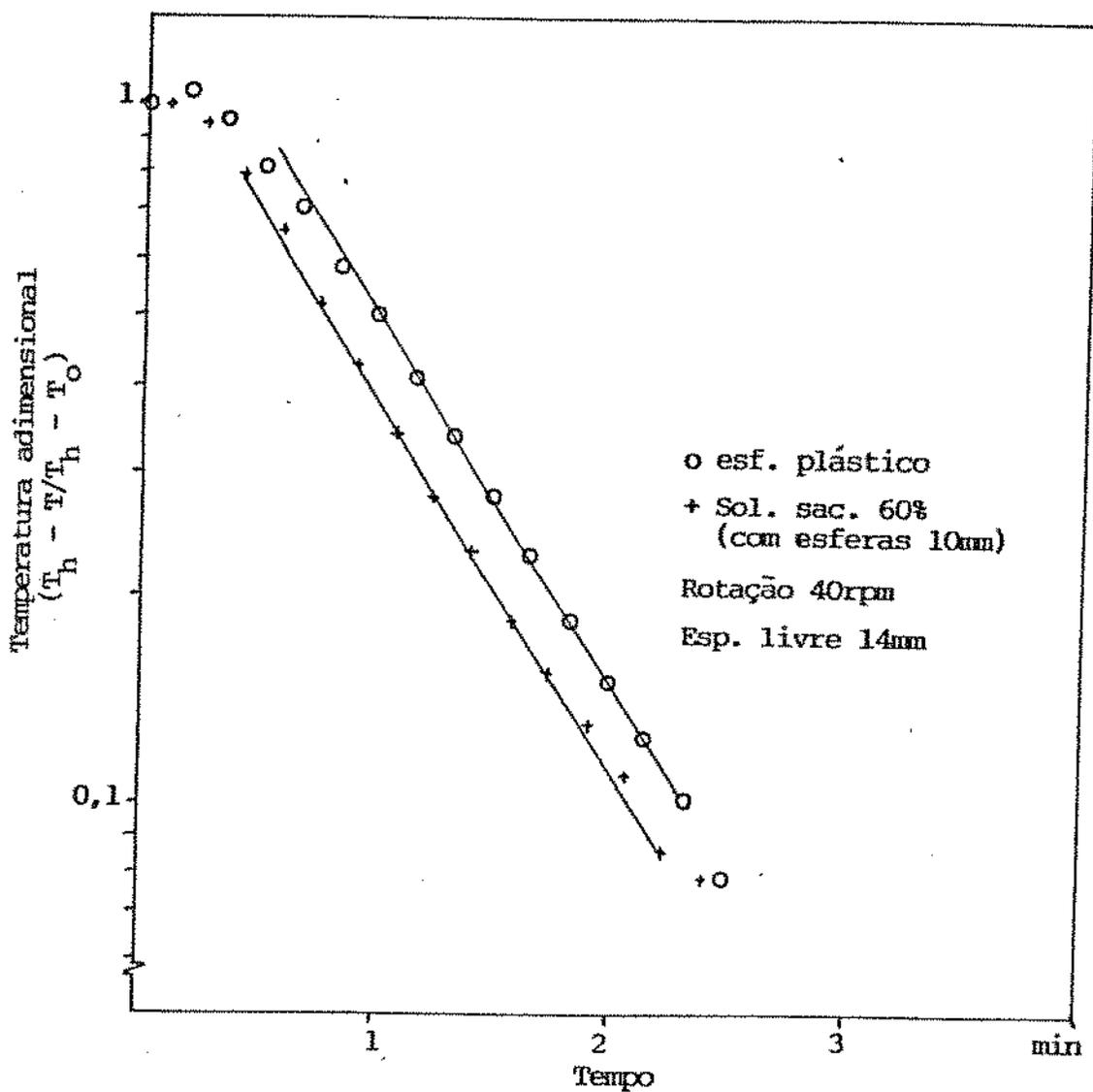


FIGURA 5.4. Comportamento da temperatura adimensional no centro da esfera de plástico e no meio líquido (sacarose a 60%) representada em escala logarítmica com relação ao tempo, para ensaios com capacidade total de partículas.

5.2. Equação de trabalho

A constatação experimental de que, após um período de indução, o fluido e as partículas tem a mesma variação de temperatura, permite simplificar a equação geral de transferência de calor (Equação 3.17).

Considerando:

$$\frac{dT_f}{dt} = \frac{dT_p}{dt} \quad (5.1)$$

teremos então:

$$\left[(1-\varepsilon).V.(\rho.Cp)_f + \varepsilon.V.(\rho.Cp)_p \right] \frac{dT_f}{dt} = U.A.(T_s - T_f) \quad (5.2)$$

Essa equação pode ser integrada e aplicada no cálculo do valor do coeficiente global de transferência de calor (U) para cada experimento:

$$\ln\left(\frac{T_s - T}{T_s - T_f}\right) = - \left[\frac{U.A.c}{(1-\varepsilon).V.(\rho.Cp)_f + \varepsilon.V.(\rho.Cp)_p} \right] \quad (5.3)$$

Conhecendo-se a inclinação da reta e os parâmetros de enchimento da lata, é possível calcular-se diretamente o valor de U. No presente trabalho, devido a facilidades computacionais já existentes, preferiu-se calcular inicialmente o valor de fh e através da seguinte relação, obtida por uma transformação da Equação 3.15, calcular-se o valor de U.

$$U.A.c = \frac{2.303. \left[(1-\varepsilon).V.(\rho.Cp)_f + \varepsilon.V.(\rho.Cp)_p \right]}{fh} \quad (5.4)$$

5.3. Análise dos resultados do cálculo de f_h

Em geral, a curva de tempo-temperatura adimensional dos experimentos apresentava uma curvatura a partir de 90°C aproximadamente, mesmo no papel logaritimico, e isso alterava o valor de f_h , dependendo da quantidade de pontos que se utilizava para efetuar a regressão. Isso explica a variação obtida no cálculo de f_h para alguns experimentos duplicados.

Essa curvatura ocorre provavelmente porque a escala logaritimica apresenta para essas temperaturas, uma subdivisão menor que a sensibilidade do registrador de temperatura. Um pequeno erro de leitura de temperatura do fluido, representa nessa escala, uma grande variação da temperatura adimensional.

A representação gráfica dessa curvatura pode ser vista na Figura 5.5 onde têm-se a variação da temperatura adimensional em função do tempo. Este tipo de figura é muito usada em termobacteriologia, apenas por ter maior facilidade na visualização da evolução da temperatura, e foi criada por Ball & Olson (1957).

Adotou-se então uma faixa de temperatura adimensional, onde o coeficiente da reta mostrasse ser o mais representativo possível do experimento.

Essa faixa foi adotada anteriormente por RAO (1985a) e está compreendida entre 25% e 85% do diferencial máximo de temperatura. Para este trabalho essa faixa está entre 43°C e 87°C .

Uma vez estabelecidos os valores de f_h , calculou-se os valores dos coeficientes globais de transferência de calor pelas Equações 3.15 e 5.4.

A Equação 5.4 deixa antever que a relação entre U e f_h não é absoluta, mas vai depender da carga na lata. Uma maior

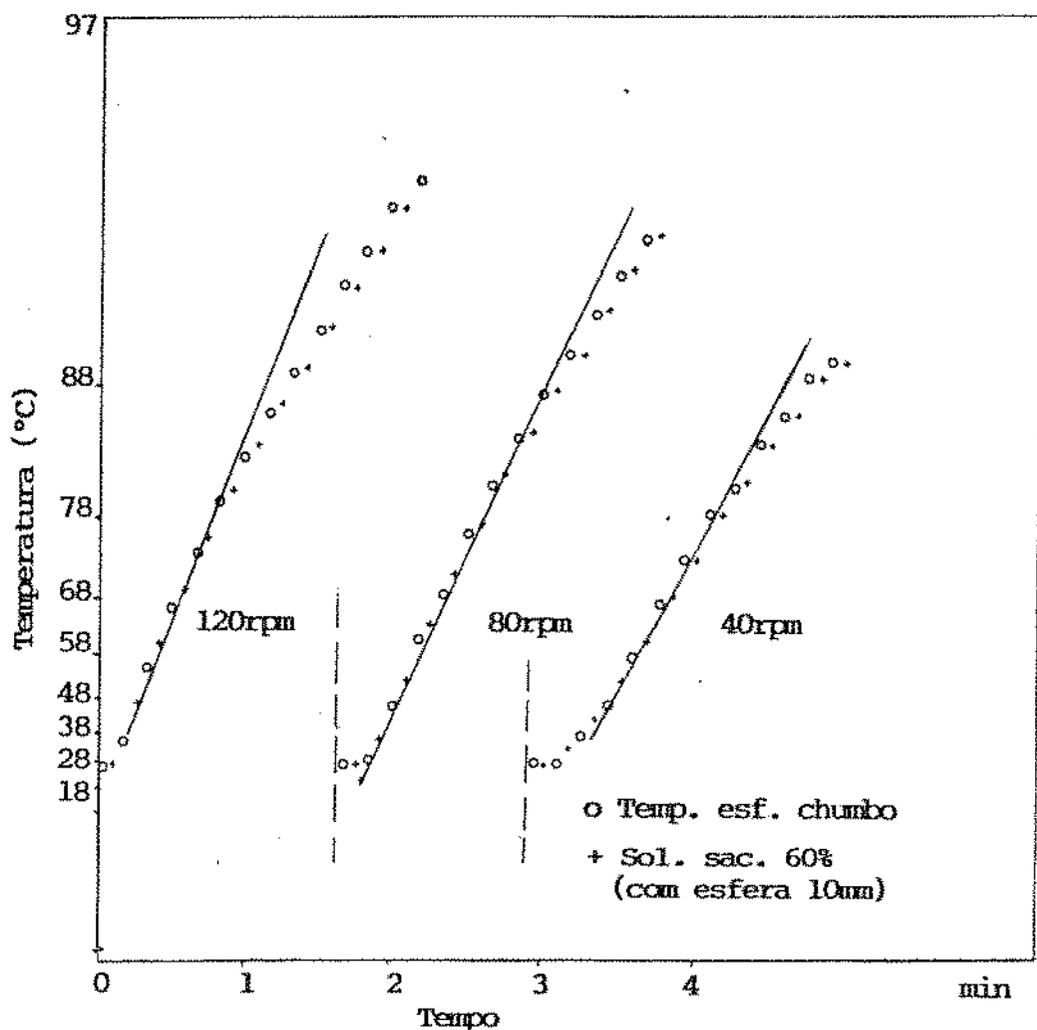


FIGURA 5.5. Evolução da temperatura no centro da esfera e no meio líquido em relação ao tempo, representada em escala logarítmica para a esfera de chumbo, em solução de sacarose a 60% e esferas de plástico de 10mm de diâmetro para várias rotações da lata.

percentagem de partículas diminuirá a capacidade térmica total e afetará fh de uma forma distinta e de difícil análise.

O coeficiente U , por outro lado, é sempre definido em relação a área da lata e a diferença de temperatura entre o vapor e o fluido (Equação 5.2). A variação da capacidade térmica é levada em conta, de forma que U realmente deve espelhar o efeito das condições existentes na transferência de calor ao fluido.

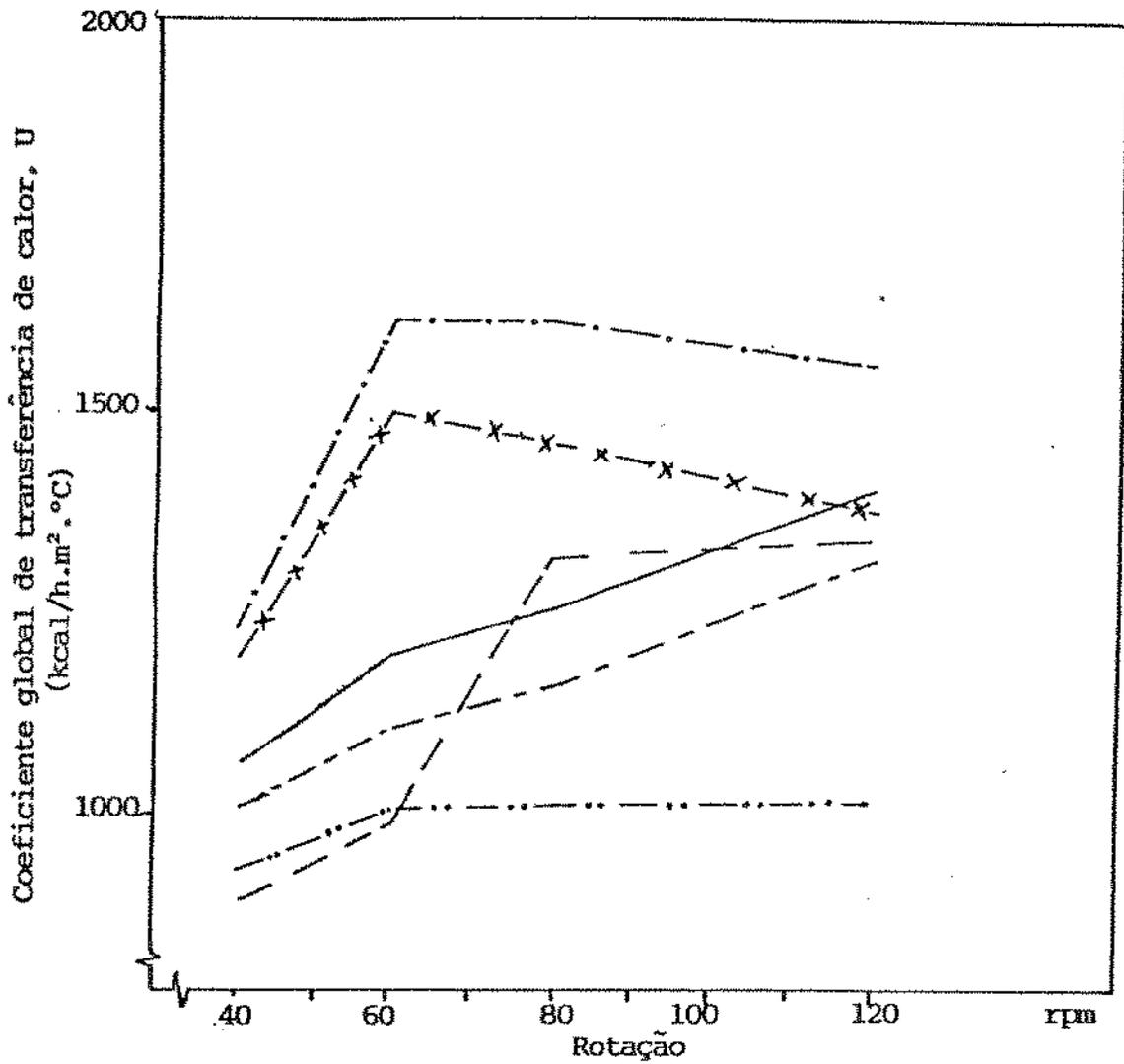
Neste trabalho a ênfase será dada a uma análise do comportamento do Coeficiente Global U . Como complementação entretanto, também se apresenta resultados em termos de fh , cujos gráficos podem ser vistos no Apêndice A.

5.4. Coeficientes globais de transferência de calor

Os valores de U calculados segundo as Seções 4.9 e 5.2, para todas as situações estudadas, foram organizadas de acordo com o fluido utilizado e locados em função da rotação da lata (Figuras 5.6 a 5.9).

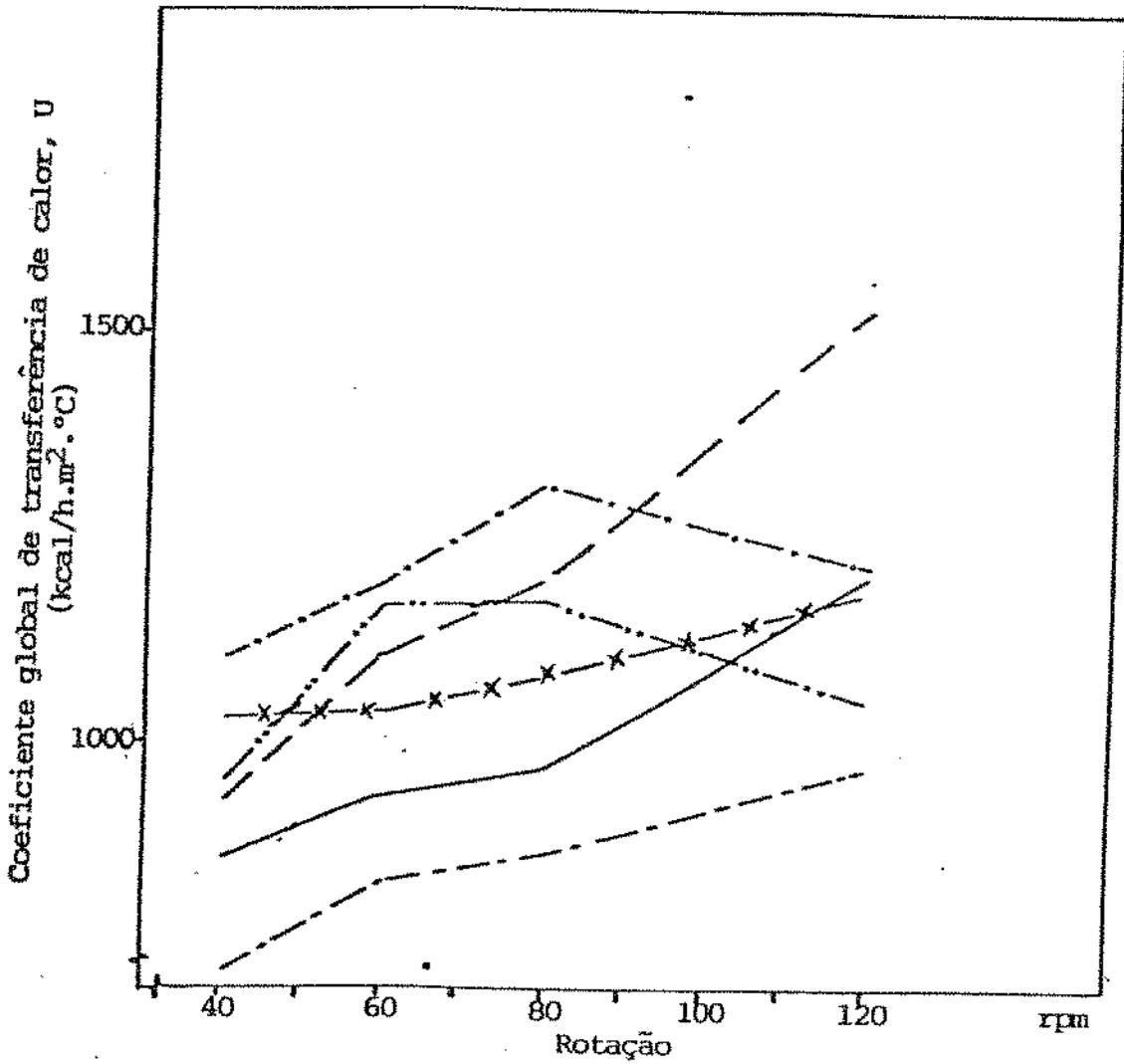
Um exame superficial das figuras indica que, no geral, o incremento no valor da rotação, dentro da faixa utilizada nos experimentos, representou um aumento no coeficiente de transferência de calor. Em algumas situações entretanto, o aumento da rotação não favoreceu e até diminuiu o coeficiente de transferência de calor.

O espaço-livre parece ser o parâmetro característico na definição deste comportamento. Observou-se uma tendência, se bem que não generalizada, de que a baixas rotações o espaço-livre de 7mm é mais eficiente, mas que aumentando-se as rotações ocorre uma inversão e as latas com 14mm de espaço-livre absorvem melhor o



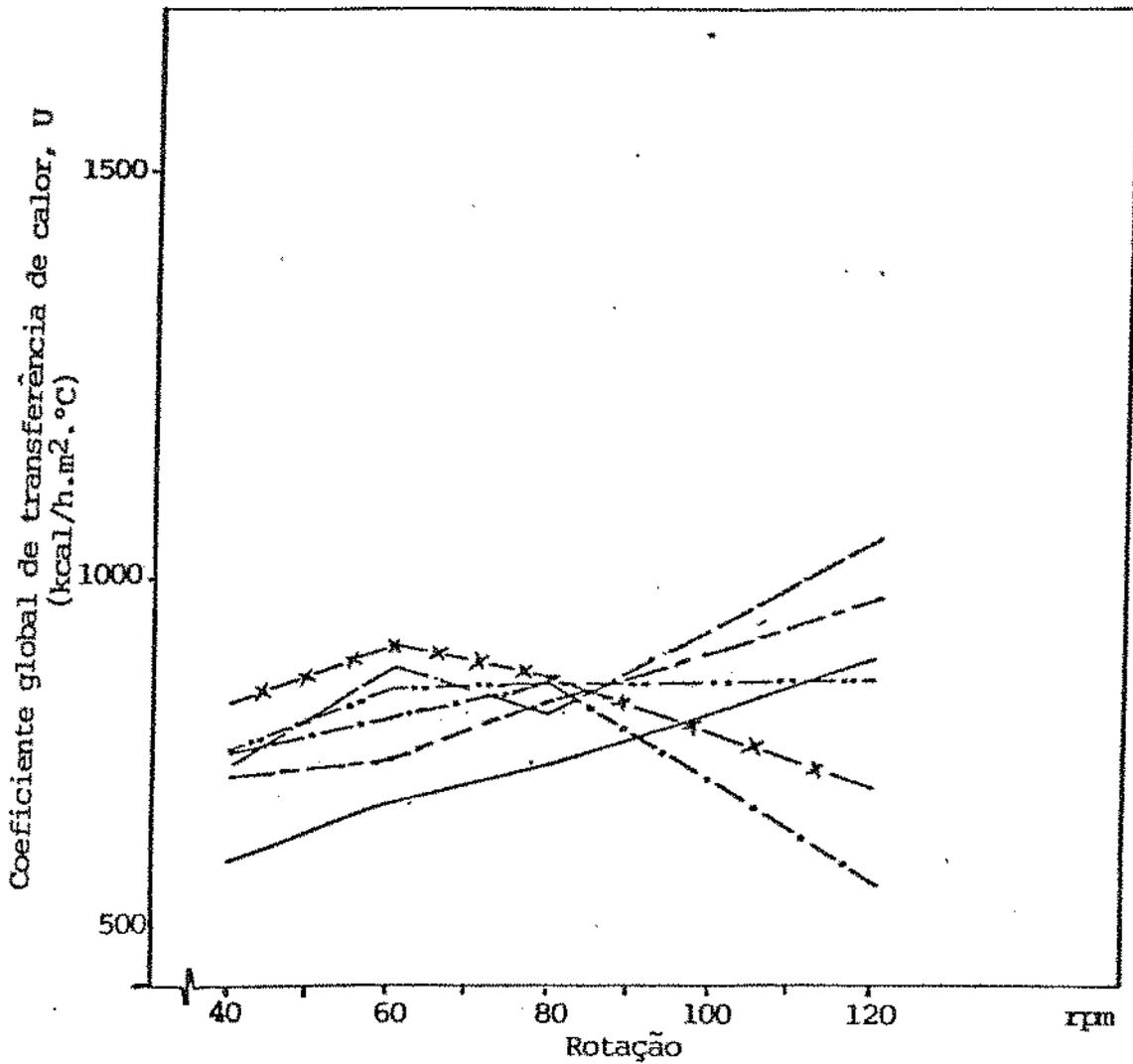
- · — sem esferas, espaço-livre 7mm
- — sem esferas, espaço-livre 14mm.
- capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 14mm
- · — capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 14mm
- · — capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 7mm
- x — capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 7mm

FIGURA 5.6. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo água como fluido.



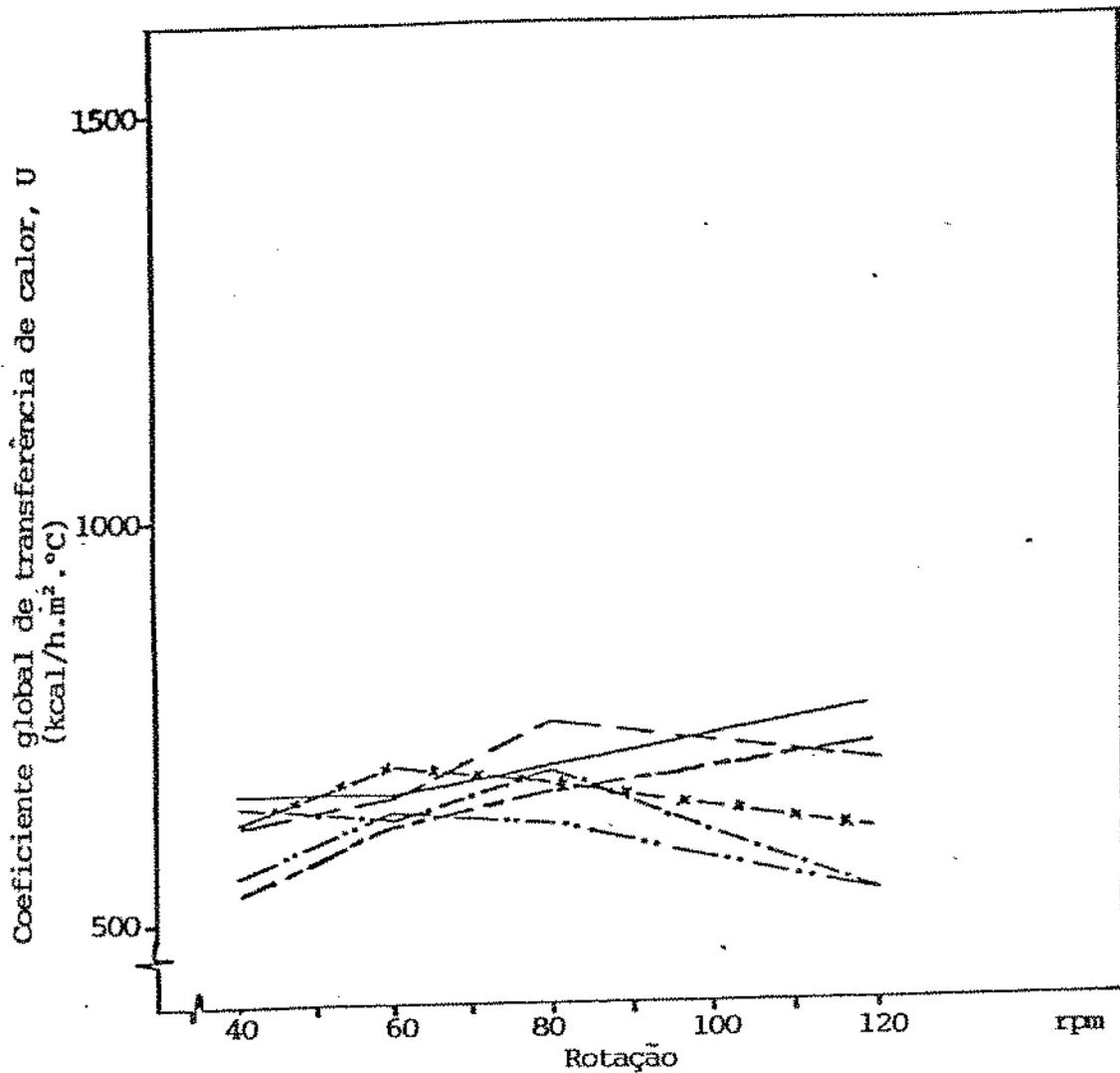
- · — sem esferas, espaço-livre 7mm
- — sem esferas, espaço-livre 14mm
- — capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 14mm
- · — capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 14mm
- — capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 7mm
- x — capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 7mm

FIGURA 5.7. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo água como fluido a solução de sacarose a 20% em peso.



- sem esferas, espaço-livre 7mm
- sem esferas, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 7mm
- x— capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 7mm

FIGURA 5.8. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo como fluido a solução de sacarose a 40% em peso.



- sem esferas, espaço-livre 7mm
- sem esferas, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 14mm
- capacidade total de esferas de 10,4mm, espaço-livre 7mm
- x— capacidade total de esferas de 8mm, espaço-livre 7mm

FIGURA 5.9. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para a lata contendo como fluido a solução de sacarose a 60% em peso.

calor.

Observa-se também a marcante diminuição do valor de U com o aumento da concentração de sólidos solúveis.

5.4.1. Efeitos do espaço-livre na transferência de calor

- Espaço-livre de 7mm

O amortecimento e mesmo a reversão do aumento do valor de U com o incremento da rotação ocorrem preponderantemente nas latas com espaço-livre de 7mm.

Isso foi verificado para todos os fluidos e para rotações acima de 60rpm, exceto nas latas com meia fração volumétrica de esferas. Essas últimas, em todas as situações, mostraram sempre um aumento no valor de U com relação ao aumento da rotação.

Convém salientar que, as latas com espaço-livre de 7mm, foram as que apresentaram mais baixo nível de reproducibilidade entre as duplicatas. Devido a esses fatos, foram realizados alguns experimentos com recipientes de vidro, para se visualizar o que ocorria dentro das latas.

Chegou-se a conclusão que o espaço ocupado pelo volume do termopar ao ser inserido na lata, fazia com que o valor do espaço-livre fosse sensivelmente diminuído. No caso do espaço-livre de 7mm, ao invés de termos um espaço-livre com 3% do volume interno da lata, obtinha-se somente 2%, ou seja, aproximadamente uma redução de 30%.

Considerando ainda que as latas foram recravadas a vácuo que provoca um ligeiro abaulamento na tampa e no fundo da lata, o volume do espaço-livre se torna ainda menor que 2%.

É de se supor, portanto, que esse pequeno espaço-livre se torna pouco eficiente para influenciar a transferência de calor provocada pelo aumento de rotação. E o erro experimental, em definir com precisão um pequeno volume, deve ser o responsável pela baixa reproducibilidade desses ensaios.

Apenas na faixa de rotação entre 40 e 80rpm ocorre aumento no valor do coeficiente de transferência de calor. Para melhor interpretação dos resultados, dividiu-se as análises em dois casos: rotações acima de 80rpm e entre 40 e 80rpm.

a) Rotações acima de 80rpm

Quando o espaço-livre é muito pequeno e as rotações são altas, ele tende a se dividir em várias bolhas ou a se acumular em um dos cantos da lata. Isto deixa as regiões na parede cilíndrica da lata sem espaço-livre, o que é muito prejudicial para uma boa transferência de calor, pois não promove agitação do meio.

A força centrífuga que atua sobre as partículas, faz com que as mesmas sejam atiradas e aderidas contra a parede da lata. As esferas junto à parede não se movimentam e desta maneira, dificultam a transferência de calor, pois impedem a formação de correntes fluidas próxima à parede.

b) Rotações entre 40 e 80rpm

Observando-se as Figuras 5.6 a 5.9, vemos que nessa faixa de rotação, as latas com capacidade total de esferas e espaço-livre de 7mm apresentam os valores de coeficiente de transferência de calor mais altos, principalmente quanto menor a

viscosidade do fluido.

Devido a baixa rotação, as esferas não sofrem tanto o efeito da força centrífuga e quanto menor a viscosidade, menor a força de arraste sobre as partículas. Isso propicia uma maior movimentação das esferas junto à parede da lata, agitando o fluido e melhorando o coeficiente de troca térmica.

O fato de reduzir o espaço-livre e obter um acréscimo no valor do coeficiente de transferência de calor, foi observado também por QUAST & SIOZAWA(1974). porém com latas de 1kg contendo água, sem partículas, e em rotações maiores que as usadas neste trabalho.

Nos ensaios sem partículas no presente trabalho, entretanto, ocorreu o inverso. As latas com espaço-livre de 7mm apresentaram coeficientes de transferência de calor sempre inferiores às latas com espaço-livre de 14mm, em qualquer rotação.

- Espaço livre de 14mm

As latas com espaço-livre de 14mm apresentam sempre um aumento no coeficiente de transferência de calor com o aumento da rotação, mesmo nos experimentos com fluidos mais viscosos.

Pode-se dizer que, para latas com produtos pouco viscosos e de pequeno espaço-livre, a presença de partículas melhora bastante o coeficiente de transferência de calor, o qual atinge um valor máximo em uma determinada rotação. A partir dessa condição de nada adianta aumentar a rotação, podendo, inclusive prejudicar o coeficiente de transferência de calor.

Já para os produtos mais viscosos a presença de um maior espaço-livre e o aumento de rotação promovem maiores coeficientes

de transferência de calor. E neste caso a presença de partículas não melhora a transferência de calor.

5.4.2. Influência da viscosidade

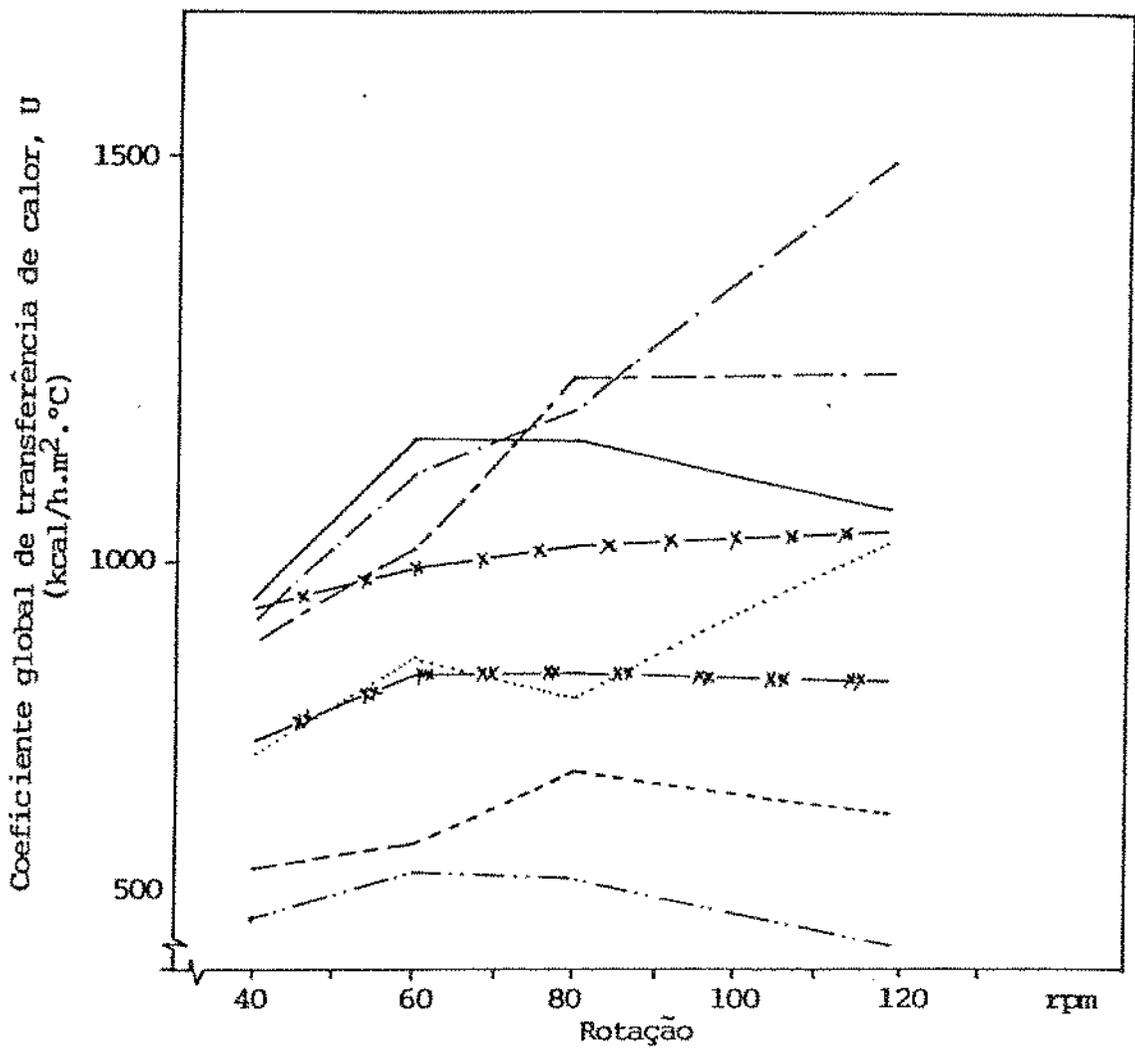
Verifica-se através da comparação entre as Figuras 5.6, 5.7, 5.8, e 5.9, que com o aumento da viscosidade, as diferenças obtidas entre as curvas são cada vez menores e no caso da solução de sacarose a 60%, são difíceis até de serem observadas.

Além disso nota-se que os valores dos coeficientes de transferência de calor obtidos com presença das partículas, decresce muito mais rapidamente que os valores obtidos com latas sem esferas.

Isto é consequência do movimento das partículas, conforme observado nos experimentos com embalagem de vidro. Pode-se notar que para as soluções mais viscosas, todas as partículas possuem a mesma rotação da embalagem, enquanto que para as soluções menos viscosas, as partículas sofrem uma ligeira defasagem em relação a rotação da parede da embalagem, provocando um efeito de raspar essa parede.

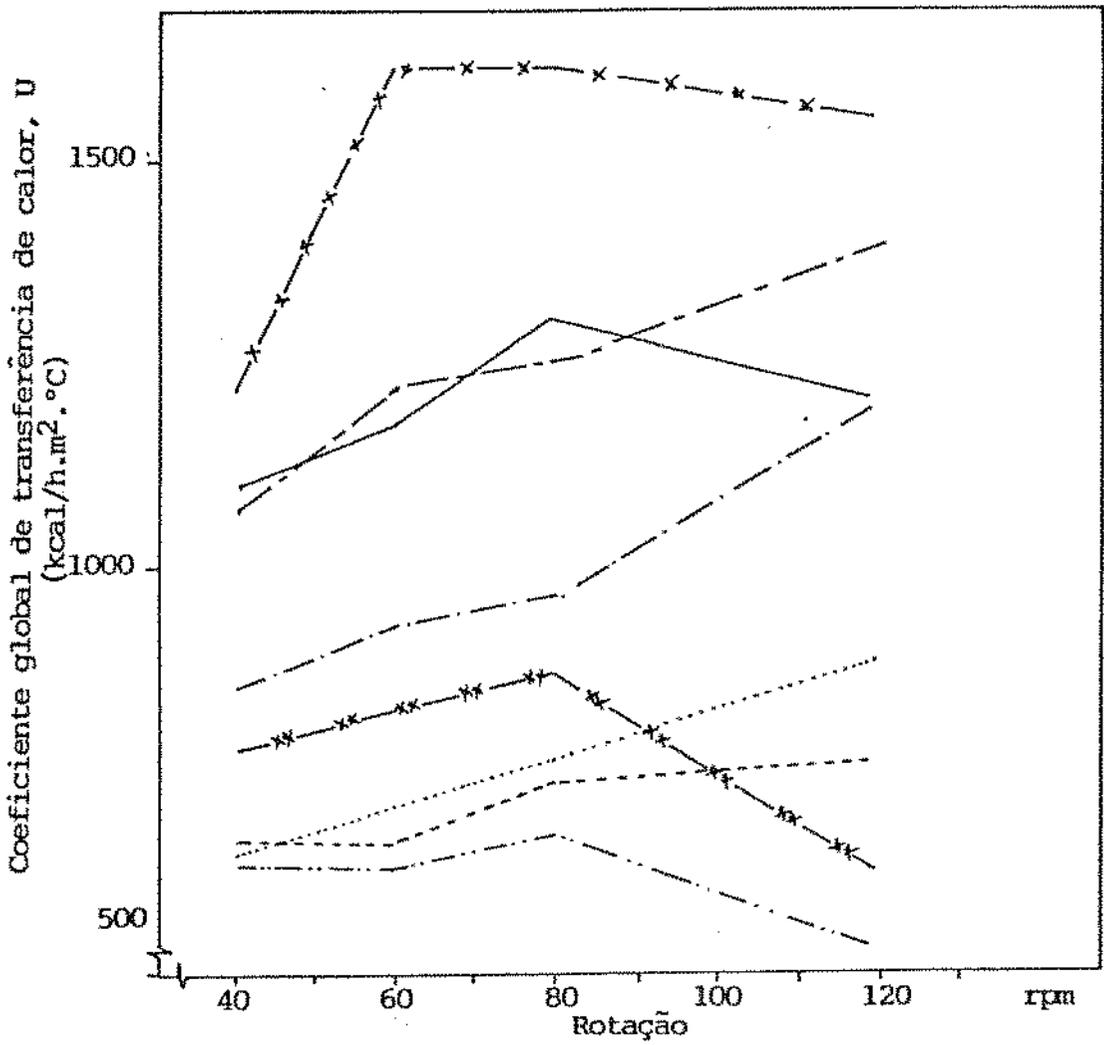
Para melhor aferir o efeito da viscosidade do fluido sobre a transferência de calor, as curvas das Figuras 5.6 a 5.9 foram reagrupadas conforme a carga de partículas (Figuras 5.10 a 5.12).

As figuras deixam claro que dentre as variáveis estudadas, a viscosidade é o parâmetro de maior influência na transferência de calor, devido a seu grande efeito no amortecimento de qualquer turbulência. Observa-se que todas as curvas, para uma determinada condição experimental, tem valores



- | | |
|--------------------------|---------------------------|
| — · — · — água/E.L. 14mm | sac. 40%/E.L. 14mm |
| — x — água/E.L. 7mm | — * * — sac. 40%/E.L. 7mm |
| — · — sac. 20%/E.L. 14mm | — · — sac. 60%/E.L. 14mm |
| — — sac. 20%/E.L. 7mm | — · — sac. 60%/E.L. 7mm |

FIGURA 5.10. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para latas sem esferas.



- | | |
|--|--|
| $\text{---}\text{---}$ água/E.L. 14mm | $\text{---}\text{---}$ sac. 40%/E.L. 14mm |
| $\text{---}\times\text{---}$ água/E.L. 7mm | $\text{---}\times\text{---}$ sac. 40%/E.L. 7mm |
| $\text{---}\text{---}$ sac. 20%/E.L. 14mm | $\text{---}\text{---}$ sac. 60%/E.L. 14mm |
| $\text{---}\text{---}$ sac. 20%/E.L. 7mm | $\text{---}\text{---}$ sac. 60%/E.L. 7mm |

FIGURA 5.11. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para latas com carga total de esferas de 10,4mm (Total de 294 esferas).

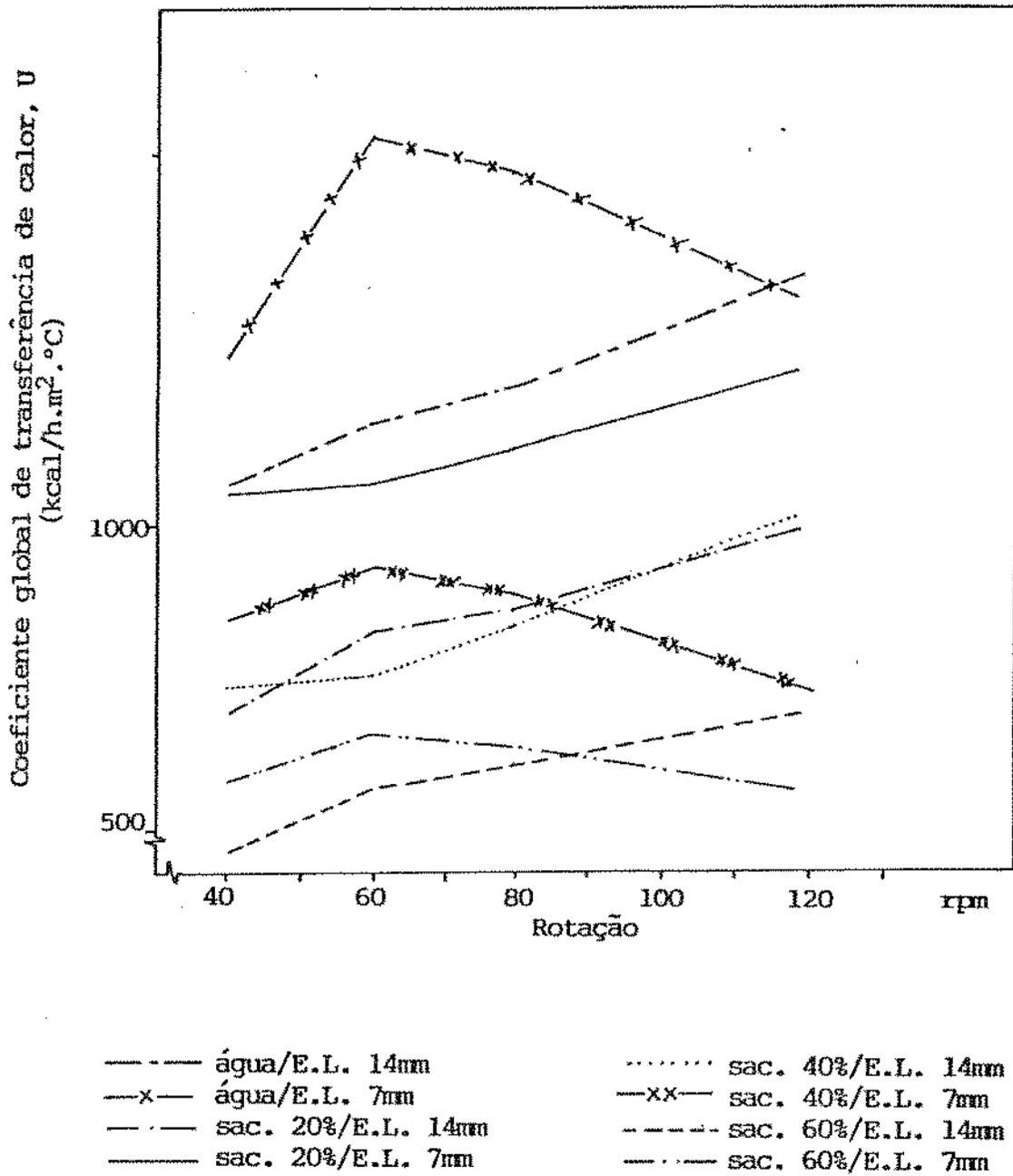


FIGURA 5.12. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com carga total de esferas de 8mm (Total de 725 partículas).

crecentes de U conforme o afinamento do fluido.

A única exceção é a da lata sem partículas (Figura 5.10) onde as soluções de 20% tem coeficientes mais altos do que os da água pura. Esse desvio pode ser explicado em termos de número de Prandtl conforme será visto na Seção 5.6.2.1.

5.4.3. Influência das partículas

a) Capacidade total de esferas

Nos ensaios analisados até agora, comparou-se o comportamento das latas sem partículas, com latas completamente cheias de partículas.

A presença das esferas melhora, como já vimos, o coeficiente global de transferência de calor quando o fluido é pouco viscoso, como a água e a solução de sacarose a 20%. Já para o caso de fluidos mais viscosos ocorre o inverso, os experimentos com esferas, na sua maioria, tem coeficientes de transmissão de calor inferiores aos obtidos com os experimentos sem esferas e com 14mm de espaço-livre.

Este efeito parece estar ligado ao maior coeficiente de arraste provocado pela viscosidade das soluções de sacarose sobre as partículas, diminuindo sua movimentação dentro da lata e prejudicando as condições da película térmica próxima à parede.

LENZ & LUND (1978) e DENISTON *et alii* (1987) chegaram também à conclusão que a presença de partículas diminuiu o coeficiente de transferência de calor, em latas agitadas com rotação axial.

O tamanho da esfera parece não afetar significativamente

os valores do coeficiente de transferência de calor (Figuras 5.11 a 5.14), porém o volume ocupado pelas esferas dentro da lata altera o comportamento de U.

b) Meia capacidade de esferas

A fim de compreender melhor os mecanismos envolvidos na transferência de calor em latas contendo sólidos particulados, foram feitos ensaios com latas a meia capacidade de esferas. Embora não seja uma situação encontrada na prática, esses experimentos foram importantes para definir tendências.

Quando a capacidade de esferas é reduzida a metade, ocorrem algumas alterações que podem ser observadas nas Figuras 5.13 e 5.14.

Nesse caso nota-se que, com as latas de espaço-livre de 7mm, as curvas obtidas possuem a mesma orientação das curvas de espaço-livre maior, ou seja, sempre crescente com o aumento da rotação.

Esses experimentos apresentaram um ligeiro aumento nos valores do coeficiente de transmissão de calor, obtidos nas rotações maiores, o que pode ser notado pela maior inclinação nas curvas obtidas.

As curvas são mais uniformes e tem uma tendência bem definida, o que não ocorria nos casos com capacidade total de esferas. Esse fato indica que havia uma boa mistura provocada pela agitação, dando uma maior uniformidade e homogeneidade a temperatura dentro das latas, mesmo nas soluções mais viscosas.

Embora de um modo discreto a transferência de calor em latas com espaço-livre de 7mm se mostrou um pouco superior ao das de 14mm, principalmente na água e na solução de 60% de sacarose.

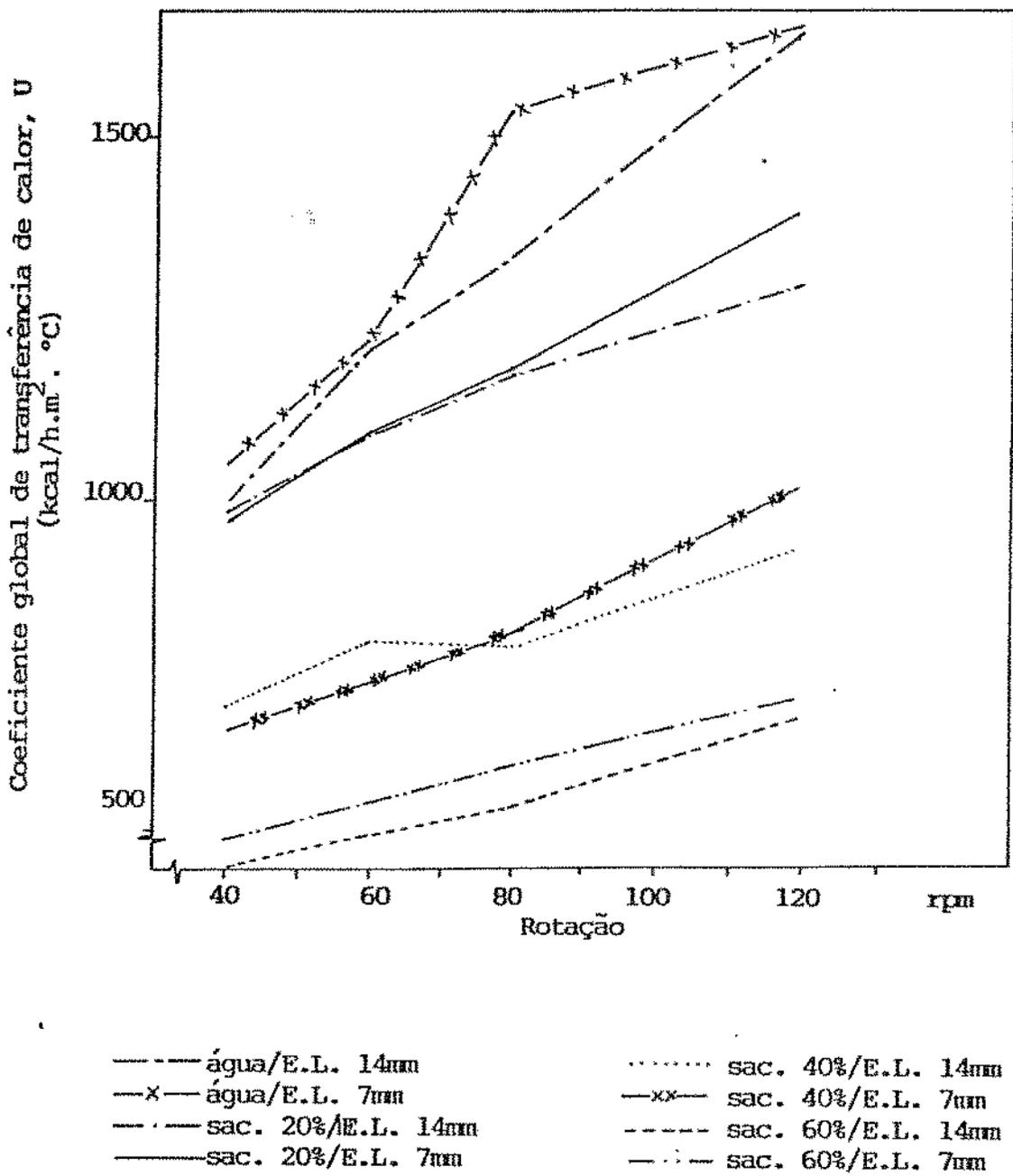
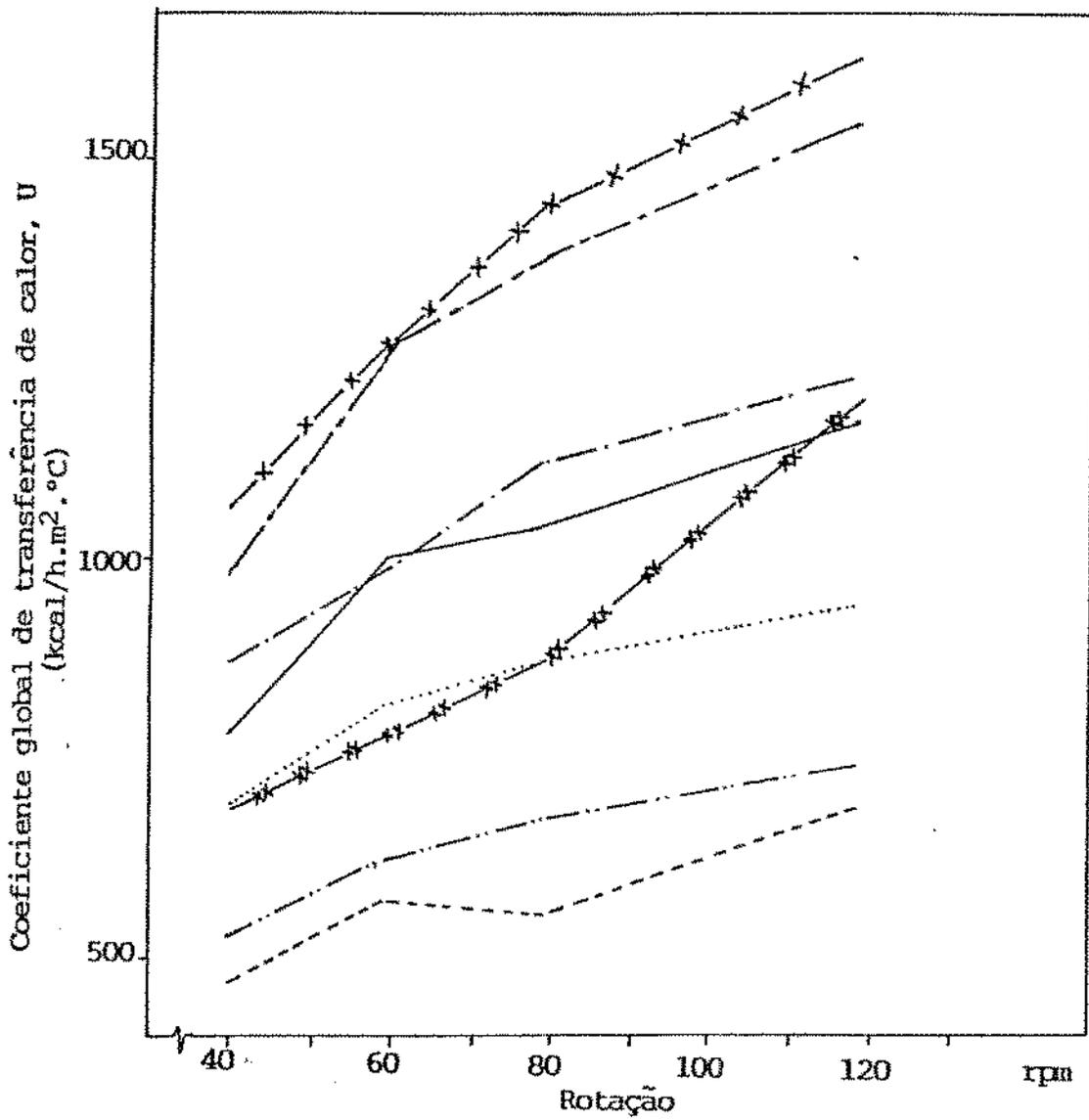


FIGURA 5.13. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com meia carga de esferas de 10,4mm (Total de 147 partículas).



- água/E.L. 14mm
- x- água/E.L. 7mm
- .- sac. 20%/E.L. 14mm
- sac. 20%/E.L. 7mm
- sac. 40%/E.L. 14mm
- xx- sac. 40%/E.L. 7mm
- - - sac. 60%/E.L. 14mm
- . - sac. 60%/E.L. 7mm

FIGURA 5.14. Variação do coeficiente de transferência de calor em função da rotação para lata com meia carga de esferas de 8mm (Total de 360 partículas).

Procurou-se uma explicação para esse fato, observando recipientes de vidro, contendo água com algumas partículas sólidas.

Notou-se que, mantendo-se a rotação da embalagem, as partículas que ficam junto à parede adquirem mais velocidade, quanto menor o espaço-livre.

Conforme aumenta a velocidade das partículas observa-se que as mesmas deixam de permanecer junto à parede após a colisão com a bolha de espaço-livre e passam a ser atiradas para o centro da lata.

Isso faz com que melhore o efeito de mistura entre as correntes periféricas mais quentes com a massa central mais fria.

Um fato chamou a atenção nos ensaios com meia capacidade de esferas e 7mm de espaço-livre. Na rotação de 40rpm, o seu comportamento parece ser igual ao das latas sem esferas ou com capacidade total e 14mm de espaço-livre, isto é, apresentam valores menores para o coeficiente de transmissão de calor, do que as latas com capacidade total de esferas e espaço-livre de 7mm.

Nas rotações mais altas, entretanto, as curvas não se comportam mais como as das latas com 7mm de espaço-livre, pois tendem a aumentar o valor do coeficiente de transferência de calor com o aumento da rotação.

Através de observação visual, usando embalagens de vidro, constatou-se que o maior espaço disponível para a movimentação das partículas é o responsável pela melhor agitação dentro da embalagem.

Nas rotações mais baixas e com líquidos menos viscosos (menos densos), as partículas ficam como que raspando o fundo do recipiente e se alternando entre estar junto a parede e rolando para o centro da lata (Figura 5.15).

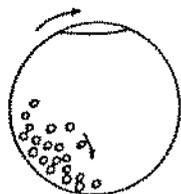


FIGURA 5.15. Movimentação das partículas em fluidos pouco viscosos.

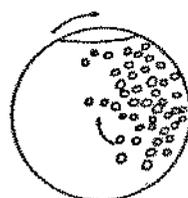


FIGURA 5.16. Movimentação das partículas em fluidos muito viscosos.

Nas soluções mais viscosas, e conseqüentemente, as de maior densidade, o empuxo e o maior arraste das partículas são os responsáveis pela agitação do conteúdo.

As partículas flutuam, mas o líquido próximo à parede arrasta as partículas até a parte inferior da lata. Aí novamente o empuxo faz com que elas subam para a parte superior, passando pelo centro da embalagem (Figura 5.16).

Nas rotações maiores, aumenta a velocidade das partículas e no caso dos fluidos menos viscosos, o comportamento continua o mesmo, porém as partículas são atiradas mais para o centro da lata. No caso dos fluidos mais viscosos acrescenta-se o efeito de colisão com o espaço-livre para atirar as partículas para o centro da lata.

Dessa forma, tanto nas baixas como nas altas rotações, existe uma movimentação muito grande das partículas dentro das latas, o que justifica o comportamento dos resultados obtidos nesses experimentos.

5.5. Estimativa do coeficiente de transferência de calor na superfície das esferas

5.5.1. Avaliação usando esfera de chumbo

Os experimentos utilizando a esfera de chumbo, com intenção de levantar dados referentes a transferência de calor fluido-partícula, não foram conclusivas.

Na Figura 5.17 está apresentada a variação de temperatura da esfera de chumbo com o tempo, num ensaio com solução de 60% de sacarose, capacidade total de esferas de 10mm e a lata girando a 40rpm. Verifica-se que a curva da temperatura no centro da esfera de chumbo, apresenta no início, valores iguais ao do meio líquido a cada instante. A partir de um determinado tempo, o meio apresenta valores de temperatura inferiores a da esfera de chumbo, o que fisicamente, é impossível.

Foram feitos outros ensaios a 80 e 120rpm e o mesmo comportamento ocorreu, porém a níveis de temperatura diferentes.

Uma avaliação do calor factível de ser transferido, diretamente da tampa da lata através do suporte da esfera de chumbo, indicou níveis muito baixos, desprezíveis em relação a taxa transferida pelo fluido.

As diferenças obtidas são pequenas, em torno de 1°C , porém deveriam ocorrer no sentido inverso para que se pudesse calcular o coeficiente da película térmica na superfície da partícula. Acredita-se que essa discrepância possa ter ocorrido devido a imprecisão de leitura.

Um outro fator que pode ter influído, é a existência de zonas com temperaturas diferentes no final do processo de aquecimento. A esfera de chumbo, devido ao seu maior volume, estaria em contato com zonas de temperaturas mais altas, ao passo que o termopar por ser pontual registraria a temperatura de um ponto central, que poderia estar localizado em uma zona de

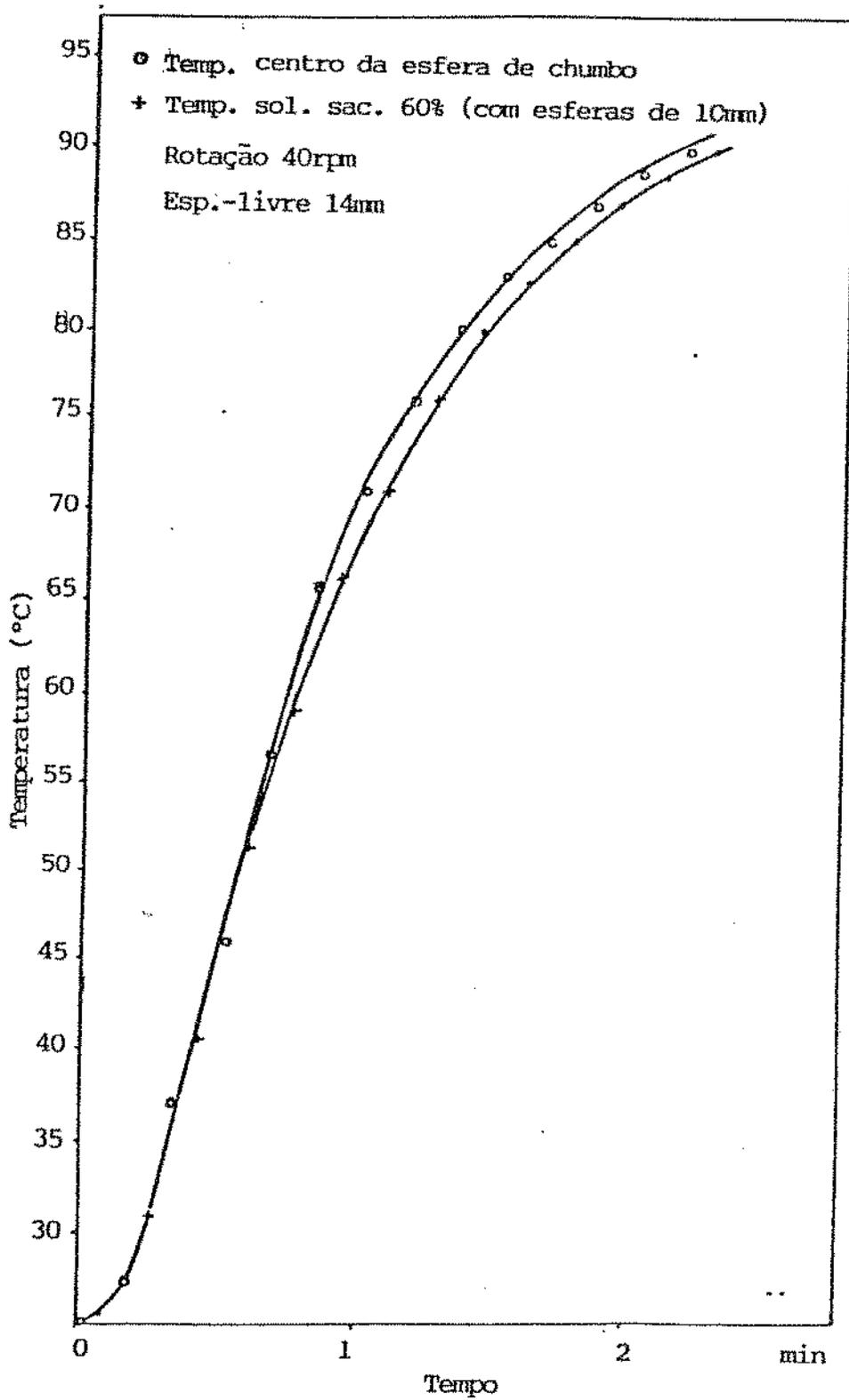


FIGURA 5.17. Evolução da temperatura no centro da esfera de chumbo e no meio líquido, para a solução de sacarose a 60% em peso com capacidade total de esferas de 10mm de diâmetro.

estagnação.

5.5.2. Resultados da simulação experimental usando o modelo de Bimbenet & Duquenoy

Usando a simulação descrita na Seção 4.10, foram obtidos os seguintes valores: $690\text{W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ para o coeficiente de transferência de calor na parede da lata e de $3000\text{W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ na superfície da partícula.

Esse último valor é relativamente alto, se aproximando do coeficiente de transferência de calor para água em ebulição. Também é superior aos valores encontrados por LENZ & LUND (1978) em uma autoclave Steritort e por DENISTON *et alii* (1987) com rotação axial.

FERNANDEZ (1987) chegou a obter, para partículas de alumínio em soluções de 60% de sacarose, valores de até $2000\text{W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$, portanto da ordem de grandeza obtida neste trabalho.

É preciso entender entretanto, que esse valor é apenas uma estimativa preliminar, que precisa ser confirmada. De qualquer forma, esses altos níveis de transferência de calor por convecção, associada a facilidade de transferir calor no interior da esfera de chumbo, justificam a coincidência das curvas de temperatura do fluido e do metal, e reforçam a idéia de um possível erro experimental.

5.6. Determinação de modelo matemático para representar a transferência de calor

Devido a complexidade de representar o fenômeno de transferência de calor por convecção, a partir de uma análise matemática envolvendo equações diferenciais, é comumente visto em trabalhos dessa natureza a representação do mesmo, com correlação de números adimensionais.

Essas correlações adimensionais podem ser convenientemente usadas para projetar equipamentos e estimar parâmetros de transferência de calor em sistemas similares.

5.6.1. Análise do modelo para regime turbulento

As Tabelas 5.1, 5.2, 5.3, e 5.4 apresentam algumas das melhores correlações obtidas para cada conjunto de experimentos, bem como os seus respectivos coeficientes de determinação.

Das correlações obtidas, verifica-se que os expoentes do número de Reynolds são baixos, indicando uma pequena dependência do coeficiente de transferência de calor em relação à rotação (comportamento próprio de regime de fluxo laminar).

Com exceção dos experimentos com meia capacidade de esferas, todos os coeficientes de determinação são muito baixos, revelando que os modelos não estão representando muito bem todos os dados experimentais.

Analisando somente a Tabela 5.1, verificamos que os expoentes obtidos são muito baixos, dando a impressão que os adimensionais utilizados não representam bem o fenômeno, ou seja, não há relação de dependência entre Nu e os demais números

TABELA 5.1. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos considerando todas as variáveis dos ensaios.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.5	$Nu = 12,72 Re^{0,22} Pr^{0,08} (H/D_c)^{-0,05}$	63,90
5.6	$Nu = 12,77 Re^{0,22} Pr^{0,08} (H/D_c)^{-0,05} (1 - \epsilon)^{0,000049}$	63,90
5.7	$Nu = 9,84 Re^{0,22} Pr^{0,18} (H/D_c)^{-0,05} (1 - \epsilon)^{0,00007} (\mu_b/\mu_w)^{0,78}$	63,99

TABELA 5.2. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos sem partículas sólidas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.8	$Nu = 20,29 Re^{0,18} Pr^{0,09}$	43,79
5.9	$Nu = 26,96 Re^{0,18} Pr^{0,09} (H/D_c)^{0,14}$	52,81
5.10	$Nu = 1,53 Re^{0,17} Pr^{-0,74} (H/D_c)^{0,14} (\mu_b/\mu_w)^{0,70}$	66,79

TABELA 5.3. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos com capacidade total de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.11	$Nu = 32,98 Re^{0,12} Pr^{0,06} (H/D_c)^{-0,14}$	56,72
5.12	$Nu = 58,37 Re^{0,12} Pr^{0,06} (H/D_c)^{-0,08} (1 - \epsilon)^{0,76}$	57,59

TABELA 5.4. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos com meia capacidade de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.13	$Nu = 3,40 Re^{0,14} Pr^{0,17} (H/D_c)^{-0,053}$	92,55
5.14	$Nu = 5,76 Re^{0,14} Pr^{0,17} (H/D_c)^{-0,0027} (1 - \epsilon)^{1,65}$	92,93

adimensionais.

Porém, quando se observa as Tabelas 5.2, 5.3 e 5.4 vemos que, os expoentes da Tabela 5.1 representam um valor médio dos expoentes de cada condição experimental, apresentados naquelas tabelas.

Por exemplo, para o caso do grupo H/D_c na Tabela 5.2 existe uma boa correlação e o expoente é positivo, já para os experimentos com esferas (Tabela 5.3) o expoente é negativo. Na regressão geral (Tabela 5.1) esse expoente se anula.

Dessa forma, a correlação total na Tabela 5.1 não permite uma análise completa do comportamento dos experimentos através da análise dos expoentes obtidos. As correlações das Tabelas 5.2, 5.3 e 5.4 permitem tal análise de modo precário.

Verificamos que as observações feitas sobre os experimentos na Seção 5.4, estão consideradas nas correlações aqui obtidas. Para os experimentos com capacidade total de esferas (Tabela 5.3), a dependência do número de Nusselt com o espaço-livre (H/D_c) é inversamente proporcional, ou seja, quanto menor o espaço-livre maior o valor de Nusselt.

Já para os experimentos com meia capacidade de esferas (Tabela 5.4) o valor de Nu é independente do tamanho do espaço-livre e para os experimentos sem esferas (Tabela 5.2) a dependência de Nu é diretamente proporcional ao tamanho do espaço-livre.

O fração de volume de sólidos é representado pelo grupo $(1-\epsilon)$. Embora tenha mostrado ser não representativo na correlação geral (Tabela 5.1), observando-se as Tabelas 5.3 e 5.4, nota-se que o grupo $(1-\epsilon)$ possui expoente significativo e indica que quanto menor o volume ocupado pelas esferas (ϵ), maior o valor do número de Nusselt.

O grupo (μ_b / μ_v) teve mais influência nos experimentos sem esferas. Quanto maior for a diferença entre a viscosidade no centro da lata e a da sua parede, maior o coeficiente de transferência de calor.

Portanto, quanto maior for a variação da viscosidade do fluido com a temperatura, melhor as condições de transferência de calor nestes sistemas. O mesmo ocorre para escoamento de fluidos em tubos segundo trabalhos apresentados por ROHSENOW (1985).

Nos ensaios com meia capacidade de esferas (Tabela 5.4), o expoente do número de Prandtl se mostrou significativo, e o expoente de Reynolds praticamente dobrou. Esses experimentos apresentaram os maiores coeficientes de determinação e ao mesmo tempo foram os únicos experimentos que não indicaram nenhuma dependência com o espaço-livre.

Suspeitou-se então de que os outros ensaios, por apresentarem expoentes muito baixos, teriam sua análise prejudicada por problemas na definição dos espaços-livres.

Como já havia sido observado, os experimentos com espaço-livre de 7mm apresentaram pouca variação com a rotação, e também as maiores diferenças entre as duplicatas.

Resolveu-se então dividir a análise dos experimentos em dois grupos: um englobando apenas os ensaios com 7mm de espaço-livre e outro de 14mm. Todas as correlações foram refeitas e são apresentadas a seguir.

5.6.2. Correlações parciais obtidas

As Tabelas 5.5 a 5.12 apresentam as correlações parciais obtidas e respectivas análises de regressão.

TABELA 5.5. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com e sem partículas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.15	$Nu = 6,63 Re^{0,28} Pr^{0,16}$	73,50
5.16	$Nu = 6,57 Re^{0,28} Pr^{0,16} (\underline{\mu_b/\mu_w})^{0,027}$	73,50
5.17	$Nu = 4,14 Re^{0,27} (\underline{\mu_b/\mu_w})^{1,5}$	73,11
5.18	$Nu = 6,97 Re^{0,28} Pr^{0,16} (1 - \epsilon)^{0,16}$	76,85
5.19	$Nu = 6,91 Re^{0,28} \underline{Pr}^{0,16} (1 - \epsilon)^{0,16} (\underline{\mu_b/\mu_w})^{0,03}$	76,85

(*) os números adimensionais com um traço sublinhado não são representativos, de acordo com o teste de t de Student a um nível de significância de 5%, com relação aos seus expoentes.

TABELA 5.6. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com e sem esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.20	$Nu = 30,04 Re^{0,16} Pr^{0,02}$	59,60
5.21	$Nu = 17,99 Re^{0,16} Pr^{-0,13} (\mu_b/\mu_w)^{1,55}$	59,90
5.22	$Nu = 26,49 Re^{0,16} (\mu_b/\mu_w)^{0,26}$	59,68
5.23	$Nu = 28,42 Re^{0,16} Pr^{0,02} (1 - \epsilon)^{-0,17}$	62,99
5.24	$Nu = 35,48 Re^{0,16} (1 - \epsilon)^{-0,17}$	62,83
5.25	$Nu = 17,06 Re^{0,16} Pr^{-0,13} (1 - \epsilon)^{-0,17} (\mu_b/\mu_w)^{1,56}$	63,29

TABELA 5.7. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com capacidade total de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.26	$Nu = 9,85 Re^{0,236} Pr^{0,156}$	67,39
5.27	$Nu = 19,82 Re^{0,236} Pr^{0,156} (1 - \epsilon)^{1,14}$	70,91
5.28	$Nu = 58,06 Re^{0,238} Pr^{0,67} (\mu_b/\mu_w)^{-5,38}$	74,77
5.29	$Nu = 116,74 Re^{0,238} Pr^{0,67} (1 - \epsilon)^{1,14} (\mu_b/\mu_w)^{-5,38}$	78,29

TABELA 5.8. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com capacidade total de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.30	$Nu = 196,31 Re^{0,005232} Pr^{-0,14}$	69,88
5.31	$Nu = 230 Re^{0,005232} Pr^{-0,14} (1 - \epsilon)^{0,29}$	69,97
5.32	$Nu = 96,65 Re^{0,16} (\alpha_p / D_p^2)^{0,13}$	67,58
5.33	$Nu = 215,15 Re^{0,148} (\alpha_f / wD_c^2)^{0,133}$	69,83

TABELA 5.9. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios com meia capacidade de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.34	$Nu = 5,06 Re^{0,315} Pr^{0,136}$	95,37
5.35	$Nu = 8,01 Re^{0,315} Pr^{0,136} (1 - \epsilon)^{1,71}$	95,83
5.36	$Nu = 3,18 Re^{0,314} (\mu_b/\mu_w)^{1,414}$	95,56

TABELA 5.10. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios com meia capacidade de esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.37	$Nu = 2,82 Re^{0,35} Pr^{0,20}$	90,81
5.38	$Nu = 4,17 Re^{0,36} Pr^{0,20} (1 - \epsilon)^{1,58}$	91,13
	$Nu = 5,17 Re^{0,36} Pr^{0,20} (\mu_b/\mu_w)^{-1,01}$	91,19

TABELA 5.11. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 14mm e considerando ensaios sem esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.39	$Nu = 5,15 Re^{0,301} Pr^{0,205}$	69,78
5.40	$Nu = 0,34 Re^{0,256} Pr^{-0,586} (\mu_b/\mu_w)^{0,25}$	81,44
5.41	$Nu = 1,95 Re^{0,317} (\mu_b/\mu_w)^{2,32}$	75,24

TABELA 5.12. Resultados da análise de regressão para aquecimento de fluidos newtonianos enlatados com espaço-livre de 7mm e considerando ensaios sem esferas.

Equação	Correlação	R ² (%)
5.42	$Nu = 7,12 Pr^{-0,56} (\mu_b/\mu_w)^{0,25}$	59,14

As correlações apresentadas são as que obtiveram os melhores coeficientes de determinação em cada grupo de ensaios e estão divididas em três subgrupos: sem esferas, capacidade total e meia capacidade de esferas.

Comparando-se as Tabelas 5.1 a 5.4, onde as correlações incluem a variação do espaço-livre, com as Tabelas 5.5 a 5.12, onde se considerou separadamente os experimentos com espaço-livre de 7mm dos de 14mm, verifica-se que no último grupo de tabelas, os expoentes dos números de Reynolds aumentaram para os ensaios com 14mm de espaço-livre e diminuíram nos de 7mm de espaço-livre.

Os valores dos coeficientes de determinação, também aumentaram da mesma forma, e isso confirma a suspeita de que os experimentos com espaço-livre de 7mm é que estavam apresentando distorções nas correlações obtidas anteriormente.

O aumento obtido nos valores dos expoentes de R_e porém, não chegaram a alcançar os valores obtidos por QUAST (1974) e SOULÉ (1985), mas foram bem próximos aos obtidos por LENZ & LUND (1978). Isso pode ser visto na Tabela 5.14, na Seção 5.6.5. apresenta as correlações obtidas por vários autores.

Os experimentos com espaço-livre de 14mm, apresentaram para cada adimensional, expoentes mais coerentes e com valores mais próximos entre si do que os apresentados com 7mm de espaço-livre.

Os números adimensionais com um traço sublinhado não são representativos, com relação aos seus expoentes, de acordo com o teste t de Student, a um nível de significância de 5%.

5.6.2.1. Análise dos ensaios com 14mm de espaço-livre

Pode-se verificar nas Tabelas 5.5 a 5.11 a repetibilidade dos expoentes, principalmente para os números de Reynolds e Prandtl.

Apesar disso, a análise feita com os expoentes das correlações da Tabela 5.5, não pode ser generalizada, pois determinados grupos adimensionais não refletem o comportamento geral.

É o caso dos grupos (μ_b/μ_v) e $(1-c)$, que apresentam pouca influência ou praticamente nenhuma sobre o valor de Nu na correlação geral. Porém para cada caso individual (Tabelas 5.7, 5.9 e 5.11) apresentam grande influência.

Quanto mais restrita a aplicação do modelo, mais os expoentes dos números adimensionais representam o fenômeno, e esses expoentes podem ser utilizados na análise da relação funcional e do significado de cada grupo adimensional na correlação.

Analisando o expoente do número de Prandtl, verificamos que o mesmo é positivo para os experimentos com espaço-livre de 14mm. Aparentemente, com o aumento da viscosidade (e do número de Prandtl), haveria um aumento do coeficiente de transferência de calor.

Porém, a viscosidade, também está presente no denominador do número de Reynolds, que está elevado a um expoente maior que o do número de Prandtl, de forma que, o efeito final do expoente da viscosidade é negativo.

Para situações nas quais os números de Reynolds são próximos, caso da água e de solução de sacarose a 20%, o fluido que tiver maior valor de Prandtl apresenta melhores condições de

transferência de calor por convecção junto à película fluida próxima à parede.

Podemos constatar isto através da Figura 5.10 onde a solução de sacarose a 20% sem esferas, para os dois volumes de espaço-livre, apresenta maiores valores de coeficiente de transferência de calor do que a água sem esferas.

Nesse caso, o fluido com maior viscosidade, apresenta melhor difusividade da quantidade de movimento, fazendo com que todo o fluido dentro da lata se aproxime rapidamente da rotação da mesma.

Isso faz com que ocorra uma maior mistura entre as correntes fluidas periféricas com as centrais, devido a presença da bolha de espaço-livre.

O número de Prandtl apresentou autocorrelação com o grupo (μ_b/μ_v) , pois a presença deste último nas correlações, fazia variar o expoente do número de Prandtl em todos os experimentos. Essa característica ocorre porque os dois adimensionais são função da viscosidade.

Para os experimentos com capacidade total de esferas, o expoente de (μ_b/μ_v) foi negativo, já para os experimentos com meia capacidade e sem esferas, ele foi positivo.

O adimensional (μ_b/μ_v) reflete a variação da viscosidade do fluido com a temperatura, e no caso de seu expoente ser positivo significa que quanto maior a diferença de viscosidade entre a parede e o centro da lata, melhor as condições de convecção junto a parede.

Em relação ao número de Reynolds calculado com as propriedades termofísicas à temperatura de mistura, um fluido sem partículas que possui grande variação da viscosidade com a temperatura (como as soluções de sacarose), apresenta melhores

condições para transferência de calor do que o fluido que não possui variação da viscosidade com a temperatura.

Com a presença de esferas ou partículas sólidas, essa situação muda, pois as mesmas prejudicam as condições de convecção junto a parede da lata, à medida que a viscosidade do fluido aumenta.

Acrescentando-se o grupo $(1-\epsilon)$, observa-se que o coeficiente de determinação aumenta para os experimentos com esferas, e o expoente do mesmo é positivo, em todas as correlações para espaço-livre de 14mm.

O valor de ϵ representa o volume ocupado pelas partículas sólidas e $(1-\epsilon)$ o volume de líquido. Portanto, à medida que se acrescenta partículas sólidas, o valor do número de Nusselt decresce e também o valor do coeficiente de transferência de calor. Este fato reflete o que já tinha sido observado anteriormente.

Na correlação geral da tabela 5.5, os expoentes de Reynolds e Prandtl se mantiveram em valores próximos aos dos experimentos isolados, o grupo (μ_b/μ_v) deixou de ter importância devido ao fato de apresentar resultados opostos nos experimentos isolados e o grupo $(1-\epsilon)$ continuou significativo, com menor expoente, mas ainda positivo.

5.6.2.2. Análise dos ensaios com 7mm de espaço-livre

Com relação aos ensaios com 7mm de espaço-livre, as correlações apresentaram coeficientes de determinação menores e ficou evidenciado que, com exceção dos experimentos com meia capacidade de esferas, todos os outros são independentes do número

de Reynolds.

Os ensaios sem esferas (Tabela 5.12) mostraram dependência somente com a viscosidade, representada pelo grupo (μ_b/μ_v) , e com o número de Prandtl.

Os experimentos com meia capacidade de esferas (Tabela 5.10), mostraram que são independentes do volume do espaço-livre, pois as correlações obtidas são semelhantes às obtidas para o espaço-livre de 14mm (Tabela 5.9).

As únicas correlações obtidas para experimentos com capacidade total de esferas, apresentam o número de Nusselt em função do número de Reynolds e do grupo $(\alpha_p/\omega.D_p^2)$ ou $(\alpha_f/\omega.D_c^2)$ (Tabela 5.8). Esses três números são autocorrelacionados entre si e portanto difíceis de serem interpretados pelos seus expoentes.

Na correlação geral (Tabela 5.6), foi possível obter somente uma única correlação, pois todas as outras apresentavam valores não significativos para seus expoentes, com o teste de t de Student a 5% de significância.

Essa correlação possui um expoente negativo para o grupo $(1-\varepsilon)$, o que significa que quanto mais partículas tiver dentro do fluido, melhor as condições de transferência de calor junto à parede da lata.

Porém, deve-se considerar que nos dois experimentos isolados com esferas (Tabelas 5.8 e 5.10), a participação desse número adimensional não foi significativa.

5.6.3. Análise do modelo para regime laminar

Foi analisado também o modelo representado pela Equação 4.3. $[Nu = C' (Re Pr)^n]$. Para esse tipo de correlação, os

coeficientes de determinação foram menores que os já apresentados e a melhor correlação geral obtida, com um coeficiente de determinação de 73,13%, foi a seguinte:

$$Nu = 10,25 (Re.Pr)^{0,28} (\mu_b / \mu_w)^{-1,20} \quad (5.43)$$

Vê-se que o expoente do grupo $(Re.Pr)$, é bem próximo de 0,3, que é o expoente da solução modificada de Graetz para transferência de calor em regime laminar plenamente desenvolvido, escoamento axial, com temperatura constante na parede do tubo (BIRD *et al.*, 1960).

5.6.4. Considerações sobre o número de Reynolds

O expoente do número de Reynolds está intimamente ligado ao regime de escoamento do fluido, e reflete a maior ou menor dependência da transferência de calor na agitação.

No caso do regime turbulento em tubos, ou seja, para números de Reynolds acima de 10.000, o seu expoente é em torno de 0,8; para regime laminar, onde o valor máximo do número de Reynolds é 2.100, o número de Nusselt é função do número de Graetz, cujo expoente é em torno de 0,3, tornando-se constante e independente do número de Reynolds em regime plenamente desenvolvido (BIRD *et al.*, 1960).

Para o regime de transição, ou seja, entre $2.100 < Re < 10.000$ não é possível generalizar um valor para o expoente do número de Reynolds. Cada experimento apresenta uma correlação específica e difícil de ser comparada com outros experimentos que ocorram também em regime de transição.

Os valores de referência do número de Reynolds, que indicam a condição do regime de fluxo (laminar ou turbulento) se referem somente a fluxo de fluidos em tubos e não existem dados de literatura desses valores com relação ao sistema aqui estudado.

ROHSENOW (1985) apresenta estudos feitos com tubos sob rotação axial, onde verificaram que o regime turbulento inicia com um maior valor de número de Reynolds do que o obtido em condições estáticas do tubo.

O número de Reynolds para escoamento em tubos tem como dimensão característica o diâmetro do tubo e a velocidade é a média da seção transversal.

Para o caso de latas sob rotação axial o diâmetro da lata é a dimensão característica e a velocidade é a relativa entre a bolha de espaço-livre e a massa fluida.

ANANTHESWARAN (1984) fez uma analogia com escoamento em tubos, para determinar o comportamento dentro da lata sob agitação extremidade com extremidade.

Assumi que a velocidade do fluido era igual e oposta a da bolha de espaço-livre, considerou como dimensão característica o diâmetro da lata, a viscosidade a uma temperatura média e calculou os números de Reynolds, cujos valores foram analisados tendo como referência aqueles obtidos para tubos.

Nos tubos, as condições de escoamento próximo à parede não sofrem a influência do espaço-livre, presente nos experimentos com latas de conserva.

A velocidade relativa entre a parede da lata e as correntes fluidas próximas à parede, depende da viscosidade do fluido e também do diâmetro da lata. Por exemplo, quanto maior a viscosidade e menor o diâmetro, menor a velocidade relativa.

Essa velocidade relativa tem como referência um eixo

longitudinal imaginário que passa pelo centro geométrico da lata. Esse eixo acompanha o movimento de rotação da massa fluida central.

Considerando-se um referencial fixo, externo à uma lata sob rotação axial, a bolha de espaço-livre é praticamente estática em relação ao fluxo de fluido junto à parede, e a sua velocidade em relação ao fluido é igual e em sentido contrário, à velocidade tangencial da parede da lata.

O número de Reynolds é calculado com essa velocidade tangencial, e portanto o mesmo é representativo da região próxima à bolha de espaço-livre. Com relação ao restante da superfície da troca de calor, a velocidade relativa seria a mais indicada para calcular o número de Reynolds. Pode-se perceber que a velocidade relativa é menor que a tangencial e conseqüentemente, menor o número de Reynolds obtido.

Nota-se que é muito difícil estabelecer, nesse tipo de sistema, um valor de número de Reynolds que represente todas as situações que ocorrem.

Alguns autores utilizam ainda, o número de Reynolds rotacional (ANANTHESWARAN, 1984; RAO et alii, 1985; SOULÉ, 1985) que é π (Pi) vezes menor que o número de Reynolds com a velocidade tangencial.

Analisando-se a faixa de dimensionais utilizados na Tabela 5.13, vemos que se fosse considerado o número de Reynolds rotacional nestes experimentos, teríamos que dividir os valores por π , e a faixa de Reynolds estaria agora entre 548 (para sacarose a 60%) e 23.257 (para água), ou seja, utilizando-se a mesma analogia usada por Anantheswaran (1984), poderiam ser considerados em regime de fluxo tipicamente laminar e de transição.

TABELA 5.13. Faixa de números adimensionais utilizados nos ensaios

Solução	Re	Pr	$(1-\varepsilon)$	μ_b/μ_v
Água	24355 a 73067	2,86	0,53 a 1	1,536
Sacarose (20%)	16057 a 48170	4,81	0,53 a 1	1,644
Sacarose (40%)	8894 a 21856	11,63	0,53 a 1	1,759
Sacarose (60%)	1722 a 5168	54,54	0,53 a 1	2,049

Ao passo que se considerarmos os valores do número de Reynolds da Tabela 5.13, os experimentos podem ser considerados metade em regime laminar e de transição e metade em regime turbulento.

Dos resultados obtidos com as latas de 7mm de espaço-livre, pode-se concluir que, se a lata não tiver espaço-livre e nem esferas, o regime aparenta ser somente laminar (podendo ocorrer até convecção natural), pois o número de Nusselt independe do número de Reynolds.

Aumentando-se o volume de espaço-livre, estamos criando um promotor artificial de turbulência no sistema, e seguindo a mesma analogia, podemos supor que o regime de escoamento agora, passa a estar entre laminar e turbulento, dependendo do número de Reynolds.

De qualquer forma uma boa parte dos experimentos deve estar na faixa de regime laminar e de transição, o que explicaria em parte a particularidade dos expoentes dos números de Reynolds aqui obtidos.

5.6.5. Comparação entre os vários modelos matemáticos

As diferentes correlações apresentadas na Tabela 5.14 foram obtidas, considerando diversas medidas geométricas do sistema sobretudo da dimensão característica. Como consequência, não é possível fazer-se uma comparação absoluta entre as várias correlações.

Para escoamento de fluidos em tubos, geralmente a dimensão característica é o diâmetro do tubo e a velocidade considerada é a média das velocidades do fluido entre a parede e o

TABELA 5.14. Comparação entre os vários modelos de correlação apresentados na literatura, para transferência de calor em latas sob agitação.

ROTAÇÃO AXIAL

QUAST & SIOZAWA (1974)

$$Nu = 0,55.Re Pr^{0,33} (L/H)^{0,33} \quad (5.44)$$

MERSON *et alii* (1980)

$$Nu = 0,17.Re^{0,52} Pr^{0,33} (L/H)^{0,33} \quad (5.45)$$

onde $Nu = U.D_c/k_f$ $Re = D_r \cdot \pi \cdot D_c \cdot N \cdot \rho/\mu$

SOULÉ (1985)

$$Nu = 0,434.Re^{0,571} Pr^{0,278} (L/D_c)^{0,356} (\mu_b/\mu_v)^{0,154} \quad (5.46)$$

onde $Nu = U.D_c/k_f$ $Re = D_c^2 \cdot N \cdot \rho/\mu$

DENISTON *et alii* (1987)

$$Nu = 1,87 \cdot 10^{-4} Re^{1,69} \left[\left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\delta \cdot C_d \cdot \rho_f} \right) \cdot \left(\frac{\omega^2 \cdot D_c + 2g}{\omega^2 \cdot D_c} \right) \cdot \left(\frac{D_p}{D_c} \right) \right]^{0,53}$$

$$\cdot \left(\frac{\alpha_p}{\omega^2 \cdot D_c} \right)^{0,126} \cdot \left[(1-\epsilon) \cdot \left(\frac{L_{c*}}{D_{ci}} \right) \cdot \left(\frac{\omega \cdot D_c^2}{\alpha_f} \right) \right]^{-0,171} \quad (5.47)$$

onde $Nu = U.D_c/k_f$ $Re = \rho_f \cdot \omega \cdot D_c^2 / 2 \cdot \mu_b$

ROTAÇÃO EXTREMIDADE COM EXTREMIDADE

ANANTHESWARAN (1984)

$$Nu = 2,9 Re^{0,435} Pr^{0,287} \quad (5.48)$$

onde $Nu = h \cdot (D_r + L) / k_f$ $Re = (D_r + L)^2 \cdot N \cdot \rho / \mu$

TABELA 5.14.(continuação)

"STERITORT"

LENZ & LUND (1978)

$$Nu = 115 + 15.Re^{0,9} Pr^{0,08} \quad (\text{sem partículas}) \quad (5.49)$$

$$Nu = -33 + 53 Re^{0,28} Pr^{0,14} \left[\frac{D_p}{S(1-\epsilon)} \right]^{0,45} \quad (5.50)$$

onde $Nu = h.S/k_p$ $Re = S^2.Na.\rho/\mu$

(Na é a rotação da autoclave)

RAO *et alii* (1987)

$$Nu = 0,135.(Gr.Pr)^{0,929} + 3,91.10^{-3}(Re.Pr.D_c/L)^{1,969} \quad (5.51)$$

onde $Nu = h.D_c/k_f$ $Re = \frac{\rho.Na.D^2}{\mu}$

centro do tubo. Porém para latas sob rotação axial, o que ocorre é exatamente o contrário, a parede do recipiente é que se move e transmite o movimento para o fluido.

Então a velocidade da parede do recipiente é considerada para o cálculo do número de Reynolds. Geralmente esta velocidade está relacionada com o diâmetro do agente externo que transmite o movimento para o recipiente.

Considerando que, no ponto de contato entre o recipiente e o agente transmissor da rotação, as velocidades são iguais, pode-se tentar comparar os expoentes das diversas correlações adimensionais assim obtidas, levando sempre em considerações a faixa de valores dos números adimensionais em que as mesmas são válidas.

Com exceção do trabalho de SOULÉ & MERSON (1985) todos os outros autores trabalharam com soluções de sacarose em concentrações próximas às utilizadas neste estudo.

QUAST & SIOZAWA (1974) não utilizaram o método dos mínimos quadrados para obter a correlação adimensional da equação 5.44 e sim um método de recorrência, no qual os expoentes são testados por estimativas e tentativas, para se obter o melhor coeficiente de correlação.

MERSON *et alii* (1980) desenvolveram a partir da correlação obtida por QUAST & SIOZAWA (1974) uma nova correlação, cuja equação (5.45) está na Tabela 5.14 e foi utilizada para experimentos com esterilização por chama.

Não é possível se comparar então com os expoentes obtidos nestes trabalhos, pois os números adimensionais foram obtidos por métodos diferentes.

LENZ & LUND (1978) obtiveram a sua correlação por tentativa e erro, porém usaram o método das diferenças dos mínimos

quadrados, para obter os expoentes que menores desvios provocaram entre os valores calculados e os experimentos.

SOULÉ & MERSON (1985), ANANTHESWARAN (1984) e DENISTON *et alii* (1987) usaram regressão linear múltipla, como neste trabalho. Estes trabalhos, portanto, podem ser comparados entre si.

Pode-se observar que os resultados obtidos por LENZ & LUND (1978) possuem expoentes bem próximos aos obtidos no presente trabalho, tanto para o sistema sem partículas (Equação 5.49), como para o sistema particulado (Equação 5.50).

A dimensão característica utilizada por LENZ & LUND (1978) foi o diâmetro da carcaça da autoclave e não da lata, o que deve ter proporcionado altos valores para os números de Reynolds.

As rotações da autoclave Steritort foram entre 2 e 8rpm, e portanto, considerando as velocidades tangenciais no contato entre a carcaça da autoclave e a lata, as mesmas são próximas às utilizadas neste trabalho.

Dessa maneira pode-se dizer que, os resultados obtidos com a agitação provocada pela autoclave tipo Steritort, aparentemente são semelhantes aos obtidos neste trabalho, com a agitação provocada pela rotação axial contínua, ou seja, a variação do coeficiente de transferência de calor com a rotação, são semelhantes para os dois casos.

RAO *et alii* (1985) estudaram a transferência de calor em autoclave do tipo Steritort utilizando as mesmas variáveis de LENZ & LUND (1978). Consideraram porém, o diâmetro da lata como dimensão característica e como velocidade, a da carcaça da autoclave, o que gerou baixos valores para o número de Reynolds.

Os dados foram correlacionados através da Equação 5.51 apresentada na Tabela 5.14. Os dados de LENZ & LUND (1978) foram

substituídos nessa correlação e segundo os autores apresentaram bom ajuste com os valores previstos pelo modelo.

No caso da autoclave Steritort, o valor do número de Reynolds é variável, ou seja, durante um terço de uma volta da carcaça, esse número deve atingir os mesmos valores obtidos em uma rotação axial contínua e durante dois terços do ciclo o seu valor deve ser muito baixo, próximo de zero, pois a lata está praticamente parada.

Para o caso da agitação extremidade com extremidade, o valor do número de Reynolds é mais constante. ANANTHESWARAN (1984) apresentou uma correlação para este tipo de agitação (Equação 5.48).

Os expoentes obtidos por ANANTHESWARAN (1984) são um pouco maiores que os obtidos neste trabalho. Este fato está de acordo com as observações feitas em vários trabalhos, como o de CLIFCORN *et alii* (1950), NAVEH & KOPELMAN (1980), JAVIER *et alii* (1985) e outros, que compararam os dois tipos de agitação e verificaram que a rotação extremidade com extremidade promove uma melhor agitação que a rotação axial.

Quanto ao modelo obtido por SOULÉ & MERSON (1985) (Equação 5.46), verificou-se que os expoentes do número de Reynolds e Prandtl são maiores que os deste trabalho, e inclusive que os apresentados por ANANTHESWARAN (1984).

Esse fato deve ser salientado por se tratar de ensaios com rotação axial e cujo modelo foi obtido também por regressão linear múltipla.

A faixa dos números de Prandtl usada por SOULÉ & MERSON (1985), era muito maior que a utilizada nos trabalhos com soluções de sacarose e dessa forma não é aconselhável comparar essas correlações.

Com relação ao trabalho de DENISTON *et alii* (1987), possui a maior semelhança com o trabalho aqui apresentado, visto que a correlação apresentada (Equação 5.47) possui vários grupos adimensionais não utilizados neste trabalho.

O expoente do número de Reynolds obtido por DENISTON *et alii* (1987) é muito maior do que todos os outros trabalhos, e isso se deve em particular aos demais grupos adimensionais utilizados, que podem ter autocorrelação com o número de Reynolds, conseqüentemente alterar o expoente deste número.

O autor apresenta uma outra correlação, na qual utiliza somente o número de Reynolds e resultou na seguinte equação:

$$Nu = 2,98 \cdot Re^{0,419} \quad (5.52)$$

Observa-se que essa equação já possui a constante de multiplicação e o expoente do número de Reynolds, bem próximos aos encontrados neste trabalho.

5.6.6. Análise gráfica das correlações obtidas

A Figura 5.13, apresenta graficamente a correlação geral obtida para os experimentos com 14mm de espaço-limbo (Equação 5.18 da Tabela 5.5), juntamente com os pontos experimentais.

Observa-se a boa relação entre o modelo proposto e os resultados dos experimentos, confirmando a validade do mesmo, representando as condições peculiares em que os ensaios foram realizados.

Um roteiro do cálculo dos vários adimensionais está descrito no Apêndice B, e os valores dos mesmos estão

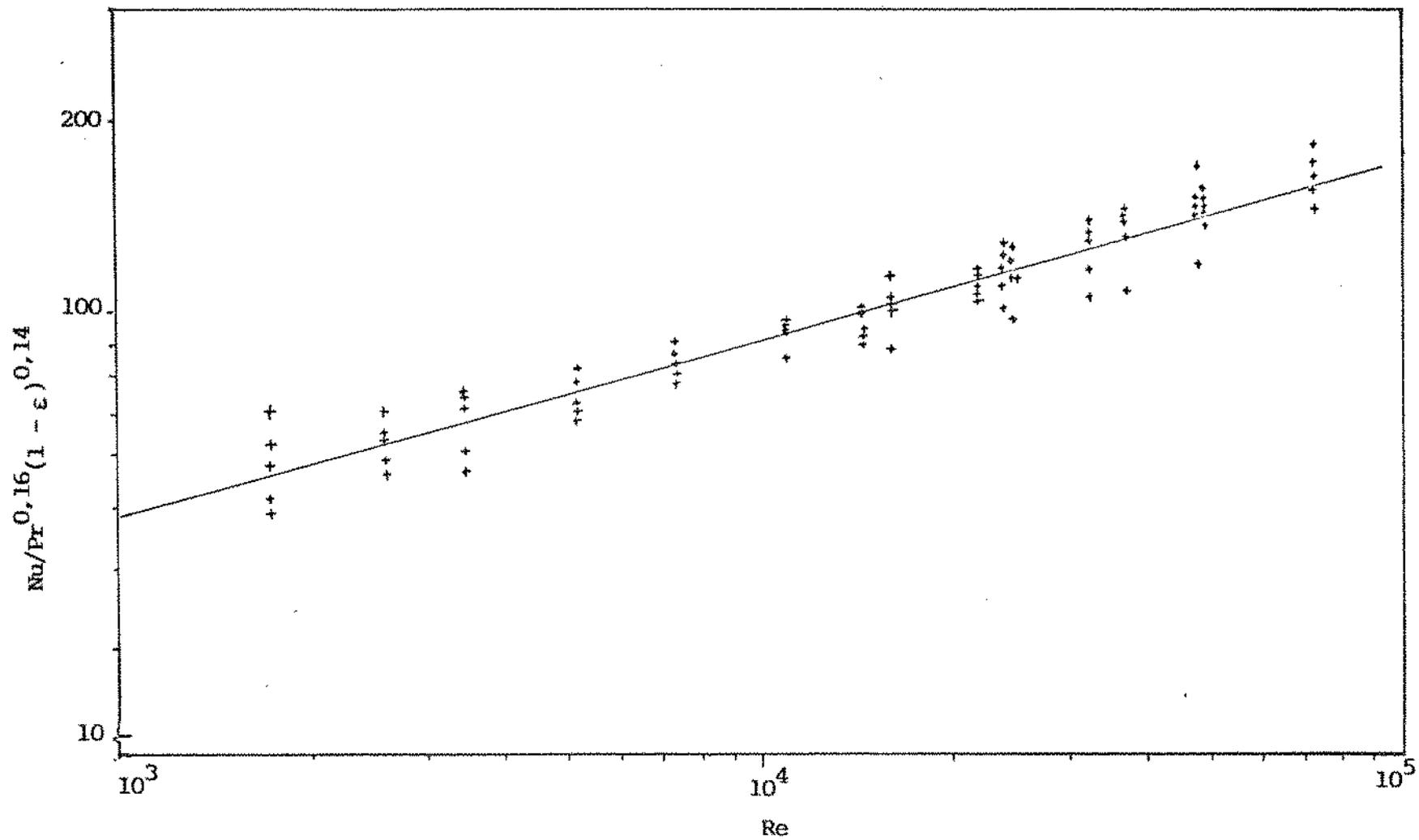


FIGURA 5.18. Correlação gráfica dos dados obtidos experimentalmente (Equação 5.20).

relacionados no Apêndice C. A faixa dos valores dos números adimensionais, utilizados para o modelo apresentado está na Tabela 5.13.

A Figura 5.19 apresenta um gráfico tridimensional da correlação geral 5.15 (Tabela 5.5), com o número de Nusselt em função de Reynolds e Prandtl. A Equação 5.18, onde o acréscimo do grupo $(1-\epsilon)$ melhora o coeficiente de determinação e representa a presença das esferas no sistema, também pode ser representada nesse gráfico.

Dessa forma, podemos observar que os experimentos sem esferas, podem ser representados pela equação 5.53, que foi obtida substituindo-se o valor de $\epsilon = 0$, na equação 5.18.

$$Nu = 6,97 Re^{0,28} Pr^{0,16} \quad (5.53)$$

Essa correlação representa um plano 5% superior ao da Equação 5.157 (Figura 5.19) e demonstra que os experimentos sem esferas, apresentam melhores coeficientes de transferência de calor, quando comparados com a correlação dos experimentos com esferas cuja correlação é a seguinte:

$$Nu = 6,38 Re^{0,28} Pr^{0,16} \quad (5.54)$$

a qual representa um plano 4% inferior ao da Equação 5.17 (Figura 5.19).

A equação 5.54 foi obtida a partir da Equação 5.18, substituindo-se o maior valor de ϵ utilizado nos experimentos ($\epsilon = 0,47$), no caso para carga total de esferas de 8mm e espaço-livre de 14mm (os valores de ϵ podem ser vistos no Apêndice B).

Observa-se na Figura 5.19 que Nusselt aumenta com o

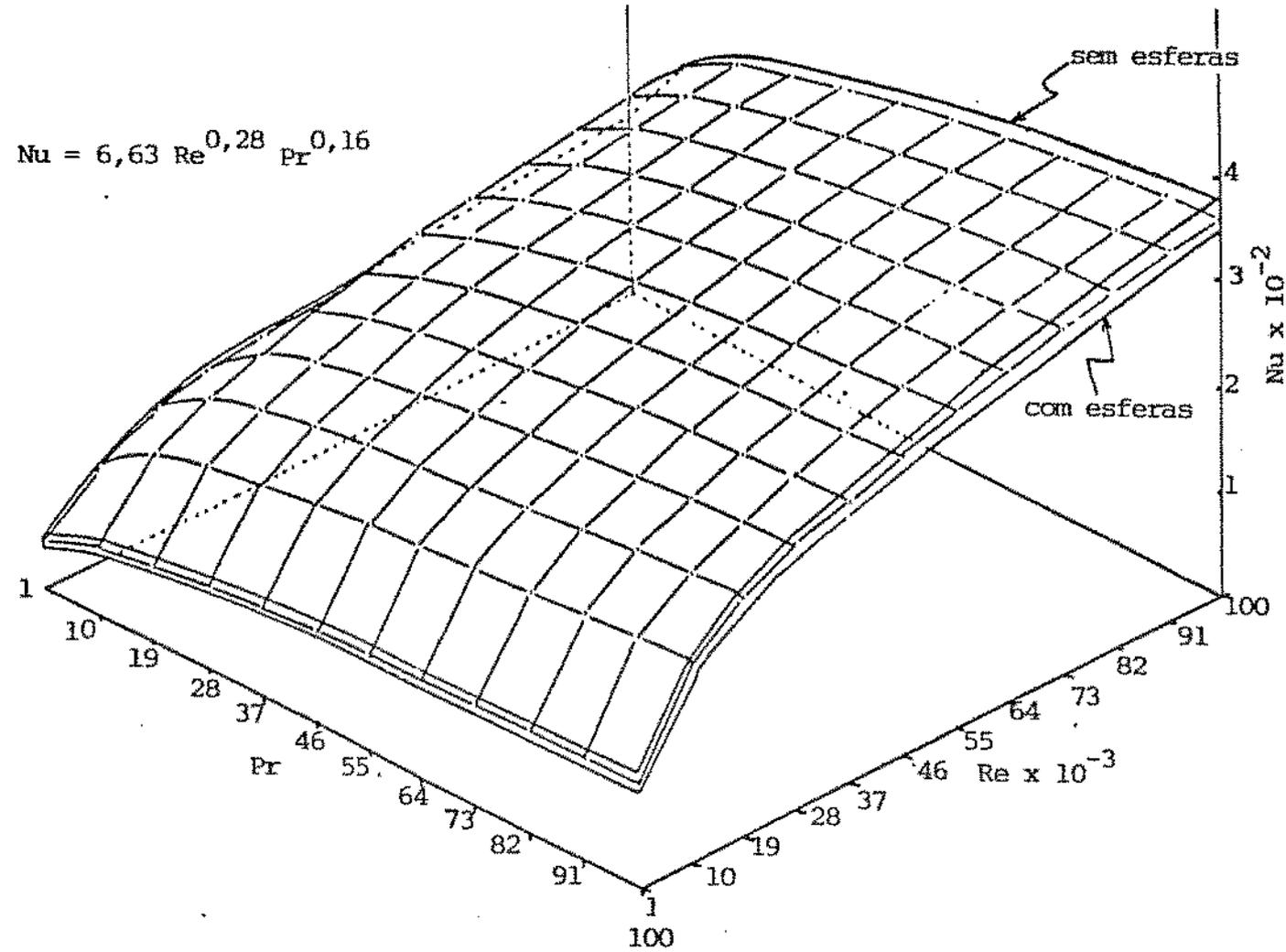


FIGURA 5.19. Análise do gráfico tridimensional para o número de Nusselt.

aumento de Reynolds e/ou Prandtl. Este aumento é mais evidenciado no início das escalas, devido à natureza exponencial da função que as relaciona.

Isto significa que líquidos mais viscosos podem proporcionar maiores valores de U , o que pode parecer contraditório com as conclusões anteriores, mas isso é uma condição particular que só é obtida mediante duas condições.

Uma delas é manter o valor de Reynolds constante, aumentando-se a viscosidade e a rotação simultaneamente, dessa forma o aumento da viscosidade resultará em um aumento no valor de Prandtl. A outra é aumentar o número de Reynolds, pelo aumento da rotação, em uma determinada solução viscosa.

6. Conclusões

1. O equipamento adaptado mostrou ser adequado para o levantamento dos dados programados exceto quanto à determinação do coeficiente de transferência de calor fluido-partícula.
2. A presença de partículas torna o sistema em estudo, bastante complexo, com relação aos mecanismos de transferência de calor.
3. O fluido e as partículas apresentaram a mesma variação de temperatura com o tempo, isto é, mesmo fh. O tempo de indução das esferas era maior do que o fluido devido ao maior valor de j .
4. Para latas com produtos pouco viscosos e de pequeno espaço-livre a presença de partículas melhora bastante o coeficiente de transferência de calor.
5. Para produtos mais viscosos um maior espaço-livre e o aumento de rotação promoveu maiores coeficientes de transferência de calor. Nestes casos a presença de partículas mostrou ser ineficaz e as vezes prejudicial a transferência de calor.
6. A quantidade de partículas altera o comportamento do coeficiente de transferência de calor com relação a rotação. Diminuindo o número de partículas para meia carga, melhora as condições de agitação dentro da lata.

7. Nas condições estudadas, o diâmetro parece não influir na transferência de calor.

8. Uma estimativa do coeficiente de transferência de calor fluido-partícula, indicou um valor muito alto, da ordem de $3000\text{W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$.

9. Correlações entre Nusselt, Reynolds, Prandtl e outros grupos adimensionais, foram obtidas e podem ser consideradas como modelos, para prever coeficientes de transferência de calor, nesse tipo de sistema.

10. As correlações obtidas para as diversas situações analisadas são representativas do fenômeno de transferência de calor, exceto para os casos com espaço-livre de 7mm, que não dependem do número de Reynolds.

11. As correlações que obtiveram melhores coeficientes de determinação foram as com meia carga de partículas, porém não representam casos reais e desta maneira recomenda-se utilizar a correlação 5.18 para determinar o número de Nusselt no aquecimento de latas agitadas por rotação axial.

$$\text{Nu} = 6,97 \text{Re}^{0,28} \text{Pr}^{0,16} (1 - \epsilon)^{0,14}$$

7. BIBLIOGRAFIA

- ANANTHESWARAN, R.C. Heat penetration to model fluid foods in cans during end-over-end rotation. Thesis. Ithaca, *Universidade de Cornell*, 1984.
- & RAO, M.A. Heat transfer to model newtonian liquid foods in cans during end-over-end rotation. *Journal of Food Engineering*, London, 4 (1):1-19, 1985a.
- & ————— . Heat transfer to model non newtonian liquid foods in cans during end-over-end rotation. *Journal of Food Engineering*, London, 4 (1):21-35, 1985b.
- BALL, C.O. & OLSON, F.C.W. Sterilization in food technology. New York, *McGraw-Hill Co, Inc.*, 1957.
- BATES, F.J. Polarimetry, saccharimetry and the sugars. Washington, *Dept.of Commerce*, 1942, 810p.
- BERRY JR., M.R.; SAVAGE, R.A. & PFLUG, I.J. Heating characteristics of cream-style corn processed in a Steritort: effects of headspace, reel speed and consistency. *Journal of Food Science*, Chicago, 44 (3): 831-835, 1979.

———— & BRADSHAW, J.G. Heating characteristics of condensed cream of celery soup in a Steritort: heat penetration and spore count reduction. *Journal of Food Science*, Chicago 45 (4): 869-879, 1980.

———— & ————, Heat penetration for sliced mushroom in brine processed in still and agitating retorts with comparisons to spore count reduction. *Journal of Food Science*, Chicago, 47(5): 1698-1704, 1982.

———— ; ———— & KOHNHORST, L.A. Heating characteristics of ravioli in brine and in tomato sauce processed in agitating retorts. *Journal of Food Science*, Chicago, 50 (3): 815-822, 1985.

———— ; DICKERSON JR., R.W. Heating characteristics of whole kernel corn processed in a Steritort. *Journal of Food Science*, Chicago, 46(3): 889-895, 1981.

———— & KOHNHORST, L.A. Heating characteristics of homogeneous milk-based formulas in cans processed in an agitating retort. *Journal of Food Science*, Chicago, 50(1): 209-214, 1985.

BIMBENET, J.J. & DUQUENOY, A. Simulation mathématique de phénomènes intéressant les industries alimentaire. *Industries Alimentaires et Agricoles*, Paris, 91(4):359-365, 1974.

- & MICHIELS, L. Transferts de chaleur par convection au cours de la stérilisation de conserves. In: International Congress of Food Science and Technology, 4, Madrid, 1974. Proceedings... Valencia, Instituto Nacional de Ciencia y Tecnologia de Alimentos, 1974 V.4, p. 361-379.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E. & LIGHTFOOT, E.N. *Transport Phenomena*. New York, Wiley, 1960.
- CARSLAW,, H.S. & JAEGER, J.C. *Conduction of heat in solids*. 2nd Ed., Oxford, Clarendon Press, 1959.
- CASALES, M.R.; DEL VALLE, C.E. & SOULÉ, C.L. Critical heating point for thermal processing of mussels in cans. *Journal of Food Science*, Chicago, 50(3): 836-837, 1985.
- CHARLETT, S.M. Heat penetration into canned foods. *Food Manufacture*, London 30(6):229-233, 1988.
- CHARM, S.E. *The Fundamentals of food engineering*. Westport, AVI, 1963. 592 p.
- CHOI, Y. & OKOS, M.R. eds. *Physical and chemical properties of foods*. St. Joseph, American Society of Agricultural Engineers, 1986.
- CLIFCORN, L.E.; PETERSON, G.T.; BOYD, J.M. & O'NEILL. J.H. A new principle for agitating in processing of canned foods. *Food Technology*, Chicago 4(11):450-460, 1950.

CONLEY, W.; LAWRENCE, K. & SCHUMAN, L. The application of end-over-end agitating to the heating and cooling of canned foods products. *Food Technology*, Chicago 5(11):457-460, 1951.

DATTA, A.K. & TEIXEIRA, A.A. Numerically predicted transient temperature and velocity profiles during natural convection heating of canned liquid foods. *Journal of Food Science*, Chicago 53(1):191-195, 1988.

de RUYTER, F.W. & BRUNET, R. Estimation of process conditions for continuous sterilization of foods containing particulates. *Food Technology*, Chicago 27(7):44-51, 1973.

DENISTON, M.F.; HASSAN, B.H. & MERSON, R.L. Heat transfer coefficients to liquids with food particles in axially rotating cans. *Journal of Food Science*, Chicago 52(4): 962-979, 1987.

EISNER, M. *Einführung in die technik und technologie der rotationsesterilisation*. Braunschweig, Verlag Günter Hempel, 1970.

FAGERSON, I.S.; ESSELEN JR., W.B. Heat transfer in commercial glass containers during thermal processing. *Food Technology*, Chicago,(10):411-415, 1950.

FERNANDEZ, C.L. Heat transfer to two-phase system processed in a Steritort. Thesis, Ithaca, Universidade de Cornell, N.Y., 1987.

FLOW DATA DA TAYLOR INSTRUMENTS DIVISION OF SYBRON
INSTRUMENTS.

GUIDE to plastics: property and specification charts. McGraw
Hill, Inc., 1975.

HANDBOOK of Chemistry and Physics. 60th Ed., CRC Publ .Co.,
1980.

HAYAKAWA, K. I. Computer programs for estimating transient
state temperatures at any location in thermally conductive
foods of simple configurations. *Food Science & Technology*,
Zurich, 12:(4) 208-211, 1979.

HONIG, P. ed. *Principles of sugar technology*. Amsterdam
Elsevier, 1953. 767p.

INCROPERA, F. & DE WITT, D. *Fundamentals of heat and mass
transfer* 2nd ed. New York, Wiley, 1985.

JACKSON, J.M. & OLSON, F.C.W. Thermal processing of canned
foods in tin containers. IV studies of the mechanisms of
heat transfer within the container. *Food Research*,
5:409-421, 1940.

JAVIER, R.A.; NAVEH, D., PERLSTEIN, E. & KOPELMAN, I.J.
Convective heating rate parameters of model solutions in an
agitating retort simulator. *Food Science & Technology*,
18:311-315, 1985.

- JUNK, W.R. & PANCOAST, H.M. *Handbook of sugars of processors chemists and technologists*. Westport, AVI, 1973. 327p.
- KAREL, M.; FENNEMA, O.R. & LUND, D.B. *Principles of food science: Part II physical principles of food preservation*. New York, Marcel Dekker, 1975. 447p (Food Science, a serie monography, 4).
- KREITH, F. *Principles of heat transfer*. 2^a ed. Scranton International Textbook Company, 1968.
- KOPELMAN, I.J. & PFLUG, I.S. The relationship of the surface, mass average and geometric center temperatures in transient conduction heat flow. *Food Technology*, Chicago, 22(6):799-804, 1968.
- LEKWAUWA, A.N. & HAYAKAWA, K.I. Computerized model for prediction of thermal responses of a package solid-liquid food mixture undergoing thermal process. *Journal of Food Science*, 51(4):1042-1056, 1986.
- LENZ, M.K. & LUND, D.B. The lethality Fourier number method heating rate variations and lethality confidence intervals for forced convection heated foods in containers. *Journal of Food Process Engineering*, 2(3):227-271, 1978.
- LEONARD, S.; MERSON, R.L.; MARSH, G.L.; YORK, G.K.; HEIL, J.R. & WOLCOTT, T. Flame sterilization of canned foods. An overview. *Journal of Food Science*, Chicago, 40(2):246, 1975.

- MARKAKIS, P.; Coelho, D.T. & Chaves, J.B.P. *Princípios de conservação de alimentos*. 65. Viçosa, Universidade Federal de Viçosa, 1980.
- MANSON, J.E. & CULLEN, J.F. Thermal process simulation for aseptic processing of foods containing discrete particulate matter. *Journal of Food Science*, Chicago, 39:1084-1089, 1974.
- MARK'S STANDARD HANDBOOK OF MECHANICAL ENGINEERS. 8th Ed., Editor Baumeister, McGraw Hill Co., 1978.
- MARQUIS, F.; BERTSCH, A.J. & CERF, O. Stérilisation des liquides dans des bouteilles d'axe horizontal. *Le lait*, Paris, 62:615-616, 1982.
- MERSON, R.L.; LEONARD, S.J.; MEJIA, E. & HEIL, J. Temperature distributions and liquid-side heat transfer coefficients in model liquid foods in cans undergoing flame sterilization heating. *J. Food Process Engineering*, 4:95-98, 1980.
- MICHIELS, L. Las transferencias de calor en los productos alimenticios, en relación con el cálculo de los baremos de esterilización de las conservas. *Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos*, 22(1), 1982.
- NATIONAL CANNERS ASSOCIATION. *Alimentos enlatados: princípios de controle de processamento térmico e avaliação do fechamento de recipientes*. Trad. de Julio Cesar Medina. 2^a ed. Campinas, ITAL, 1979. 277 p.

- NAVEH, D. & KOPELMAN, I.J. Effect of some processing parameters on the heat transfer coefficients in a rotating autoclave. *Journal of Food Processing Engineering*, 4:67-77, 1980.
- NETER, J. & WASSERMAN, W. *Applied linear statistical models*, Richard D. Irwin Inc., Illinois, 1974.
- NICHOLAS, R.C.; PFLUG, I.J. & MULVANEY, T.R. Convection heating studies of water-syrup layered systems. *Food Technology*, Chicago, 14:212-214, 1960.
- PADULA, M.; SARANTOPOULOS, C.I.G.L., ARDITO, E.F.G.; GARCIA, E.E.C.; OLIVEIRA, L.M.; ALVES, R.M.V. Embalagens plásticas: Controle de qualidade. ITAL, Campinas, 1989. 202 pg.
- PARCHOMCHUK, P. A simplified method for agitation processing of canned foods. *Journal of Food Science*, Chicago, 42:265-268, 1977.
- PFLUG, I.V.; BLAISDELL, J.L.; KOPELMAN, I.J. Developing temperature-time curves for objects that can be approximated by a sphere, infinite plate or infinite cylinder. *ASHRAE Transactions*, New York, 71(1):238-248, 1968.
- QUAST, D.G. & SIOZAWA, Y.Y. Heat transfer rates during heating of axially rotated cans. In: INTERNATIONAL CONGRESS OF FOOD SCIENCE AND TECHNOLOGY, 4, Madrid, 1974. *Proceedings...* Valencia, Instituto Nacional de Ciência y Tecnologia de

Alimentos, 1974, 4:458-468.

———— & ————. Tempo de aquecimento de latas sob rotação axial em pasteurizador a vapor. *Boletim do Instituto de Tecnologia de Alimentos*, Campinas, (43):67-78, 1975.

QUAST, D.G.; OKADA, M.; & GUTIERREZ, J.A.F. Transferência de calor durante o resfriamento de polpas de frutas em latas de 20kg. *Boletim do Instituto de Tecnologia de Alimentos*, Campinas, (49):151-177, 1977.

RAO, M.A.; COOLEY, H.J.; ANANTHESWARAN, R.C.; ENNIS, R.W. Convective heat transfer to canned liquid foods in a Steritort. *Journal of Food Science*, Chicago, 50:150-154, 1985.

ROHSENOW, M.W.; HARTNETT, J.P. & GANIG, E.N. Editors. *Handbook of heat transfer applications*. 2nd ed., New York, Mc Graw-Hill, 1985. 964p.

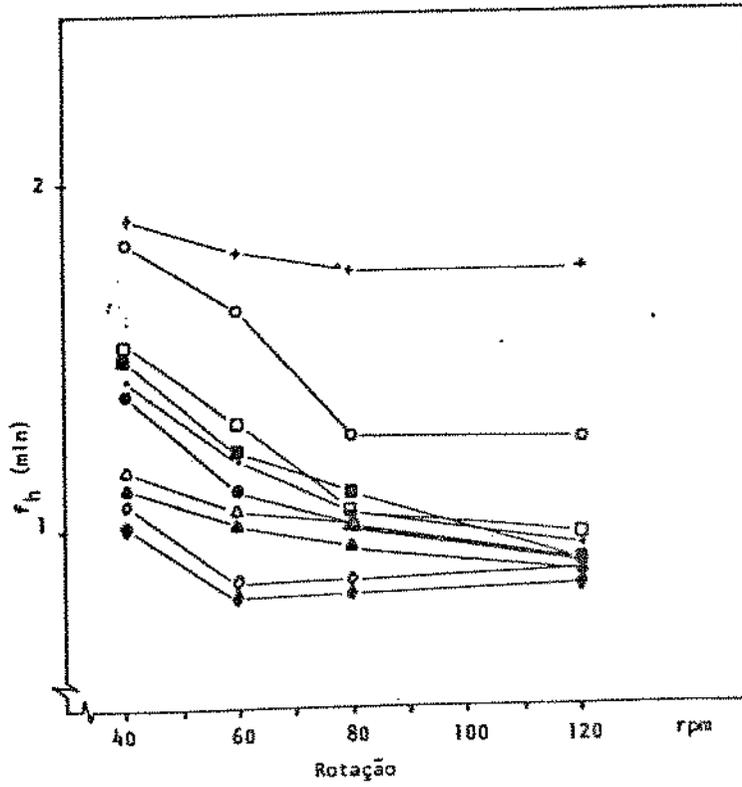
RUMSEY, T.R. Modeling heat transfer in cans containing liquid and particulates. *ASAE Paper*, 84-6515, 1984. 12p.

SASTRY, S.K. Convective heat transfer coefficients for canned mushrooms processed in still retorts. In: *ASAE Winter Meeting*, 1984 (Paper 84-6517).

SOULÉ, C.L. & MERSON, R.L. Heat transfer coefficients to newtonian liquids in axially rotated cans. *Journal of Food Engineering*, London, 8(1):33-46, 1985.

- STUMBO, C.R. *Thermobacteriology in food processing*. 2nd ed., New York, Academic Press, 1973.
- TEIXEIRA NETO, R.O.; VITALI, A.A.; GONÇALVES, J.R.; MORI, E.E.M. & BORDON, E.A.O. Resfriamento de polpas semi-concentradas em tambores de 200 litros. *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, Campinas, 1(1):1-22, 1981.
- . Heat transfer rates to liquid foods during flame-sterilization. *Journal of Food Science*, Chicago, 47(2):476-481, 1982.
- TOWNSEND, C.T.; REED, J.M.; McCONNELL, J.; POWERS, M.J.; ESSELEN JR.; W.B.; SOMERS, I.I.; BALL, C.O. Comparative heat penetration studies on jars and cans. *Food Technology*, Chicago, 3(6):213-226, 1949.
- YAMAGATA, H.; OKADA, M.; TEIXEIRA NETO, R.O. & VITALI, A.A. Transferência de calor no aquecimento e resfriamento de polpas em latas cilíndricas de 20 litros. *Boletim do Instituto de Tecnologia de Alimentos*, Campinas, 19(3): 325-345, 1982.

APÊNDICE A



- | | |
|---------------------------------------|---|
| + sem esferas/esp. livre 7mm | ● meia capacidade/esferas 8mm/E.L. 14mm |
| o sem esferas/esp. livre 14mm | ▲ capacidade total/esferas 10mm/E.L. 14mm |
| □ meia capacidade/esf. 10mm/E.L. 7mm | ▲ capacidade total/esferas 8mm/E.L. 14mm |
| ■ meia capacidade/esf. 10mm/E.L. 14mm | ◊ capacidade total/esferas 10mm/E.L. 7mm |
| • meia capacidade/esf. 8mm/E.L. 7mm | ◊ capacidade total/esferas 8mm/E.L. 7mm |

FIGURA A.1. Variação do valor de f_h em relação a rotação para latas contendo água como meio líquido.

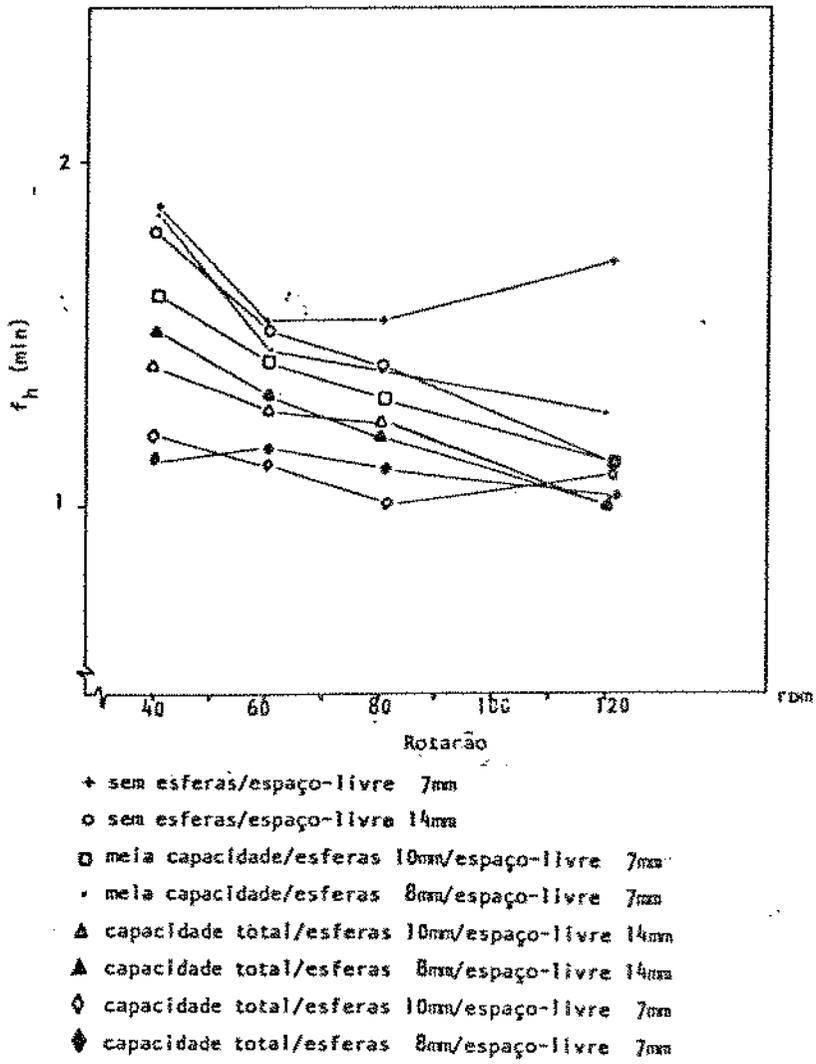
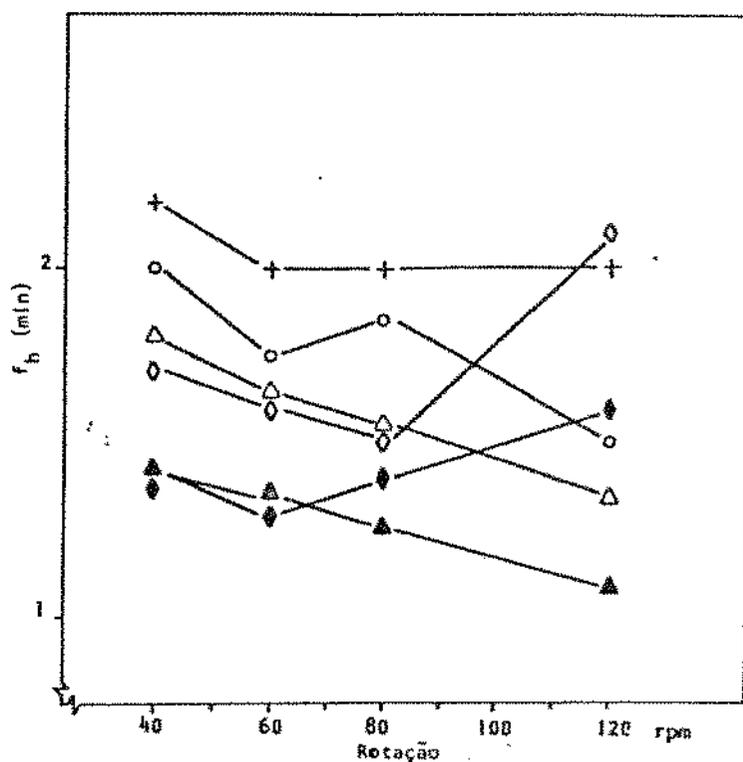
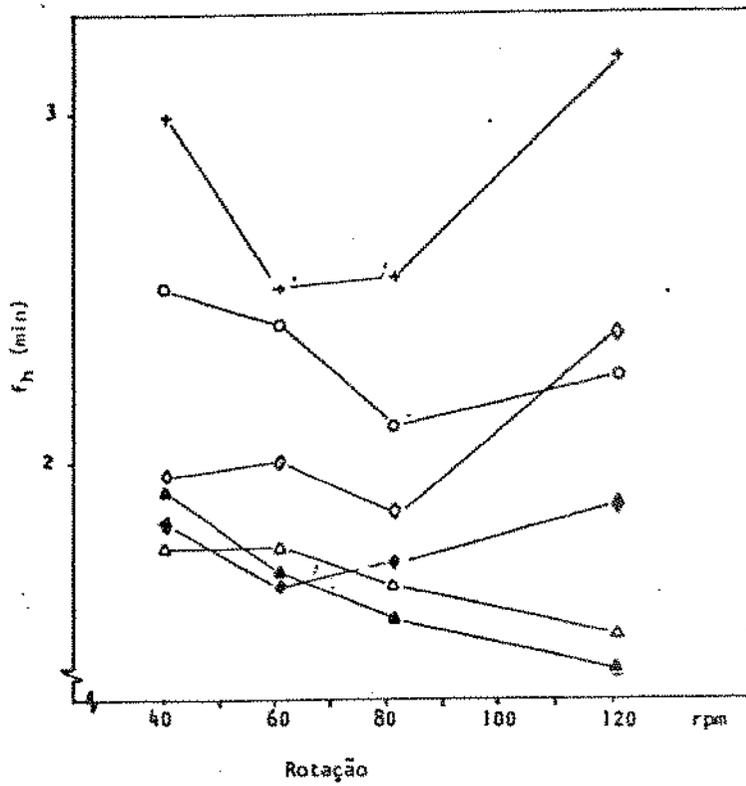


FIGURA A.2. Variação do valor de f_h em relação a rotação para latas contendo solução de sacarose a 20% em peso como meio líquido.



- + sem esferas/espaco-livre 7mm
- o sem esferas/espaco livre 14mm
- Δ capacidade total de esferas de 10mm/espaco-livre 14mm
- ▲ capacidade total de esferas de 8mm/espaco-livre 14mm
- ◆ capacidade total de esferas de 10mm/espaco-livre 7mm
- ◆ capacidade total de esferas de 8mm/espaco-livre 7mm

FIGURA A.3. Variação do valor de f_h em relação a rotação para latas contendo solução de sacarose a 40% em peso, como meio líquido.



- + sem esferas/espaco-livre 7mm
- o sem esferas/espaco-livre 14mm
- Δ capacidade total/esferas 10mm/espaco-livre 14mm
- ▲ capacidade total/esferas 8mm/espaco-livre 14mm
- ◊ capacidade total/esferas 10mm/espaco-livre 7mm
- ◆ capacidade total/esferas 8mm/espaco-livre 7mm

FIGURA A.4. Variação do valor de f_h em relação a rotação para latas contendo solução de sacarose a 60% em peso como meio líquido.

APÊNDICE B

ROTEIRO DE CÁLCULO DE NÚMEROS ADIMENSIONAIS

Número de Nusselt :

$$Nu = \frac{h \cdot D_c}{K_f}$$

Considerando-se $h = U$ e o diâmetro da lata como dimensão característica.

Tomando-se o caso da água, com capacidade total de esferas de 10,4mm de diâmetro, 14mm de espaço-livre e 40rpm. (vide tabela anexa).

$$U = 1085,5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{°C} \cdot \text{h}$$

$$D_c = 0,073 \text{ m}$$

$$K_f = 0,567 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$Nu = \frac{1085,5 \cdot 0,073}{0,567} = 139,7$$

Água

U	N	K_f	ν_b	Cp_f	ρ_f	ϵ	T	M_f	M_p	D_p
949,55	2.400	0,567	1,62	1,001	982	-.-	65	0,420	-.-	-.-
915,45	2.400	0,567	1,62	1,001	982	-.-	65	0,390	-.-	-.-
1.222,78	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,414	65	0,240	0,183	$10,4 \times 10^{-3}$
1.085,47	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,445	65	0,220	0,183	$10,4 \times 10^{-3}$
1.209,41	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,438	65	0,230	0,172	8×10^{-3}
1.021,37	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,470	65	0,210	0,172	8×10^{-3}
1.064,18	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,213	65	0,340	0,0915	$10,4 \times 10^{-3}$
1.005,87	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,229	65	0,310	0,0915	$10,4 \times 10^{-3}$
1.068,71	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,225	65	0,330	0,086	8×10^{-3}
999,56	2.400	0,567	1,62	1,001	982	0,242	65	0,300	0,086	8×10^{-3}

$$\nu_w (98^\circ\text{C}) = 1,055$$

Fração de volume de esferas

$$\epsilon = \frac{V_{\text{esf}}}{V_{\text{lata}}}$$

onde V_{esf} é o volume de esferas e V_{lata} é o volume disponível dentro da lata, sem o espaço-livre.

No caso do exemplo temos:

$$V_{\text{esf}} = 0,000175\text{m}^3$$

$$V_{\text{lata}} = 0,0003932\text{m}^3$$

$$\epsilon = \frac{0,000175}{0,0003932} = 0,445$$

Grupo adimensional μ_b / μ_w

μ_b = viscosidade dinâmica do fluido no centro da lata
(65°C)

μ_w = viscosidade dinâmica do fluido na parede da lata
(48°C)

Para o caso da água temos:

$$\mu_b = 1,62\text{kg/m.h}$$

$$\mu_w = 1,055\text{kg/m.h}$$

$$\frac{\mu_b}{\mu_w} = \frac{1,62}{1,055} = 1,536$$

Número de Reynolds

$$Re = \frac{\pi D_c^2 \cdot N \cdot \rho_f}{\mu_b}$$

Para o mesmo caso anterior temos:

$$\rho_f = 982 \text{ kg/m}^3$$

$$N = 2400 \text{ rotações por hora}$$

$$\mu_b = 1,62 \text{ kg/m.h}$$

$$D_c = 0,073 \text{ m}$$

$$\pi = 3,1415926$$

$$Re = \frac{3,14 \cdot (0,073)^2 \cdot 2.400 \cdot 982}{1,62} = 24.355$$

Número de Prandtl

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{K}$$

Para a água temos:

$$C_p = 1,001 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{K}$$

$$\mu_b = 1,62 \text{ kg/m.h}$$

$$K_f = 0,567 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{K}$$

$$Pr = \frac{1,001 \cdot 1,62}{0,567} = 2,86$$

Grupo adimensional $\alpha_p / \omega D_p^2$

α_p = difusividade da partícula

ω = velocidade angular da borda lata

D_p = diâmetro da partícula

Para o exemplo temos:

$$\alpha_p = 5,02 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot N = 2,31415 \cdot 2400 = 15.079,6 \text{ 1/h}$$

$$D_p = 10,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\frac{\alpha_p}{\omega D_p^2} = \frac{5,02 \cdot 10^{-4}}{15,079,6 \cdot (10,4 \cdot 10^{-3})^2} = 3,07 \cdot 10^{-4}$$

Grupo adimensional $\alpha_f / \omega D_c^2$

α_f = difusividade do fluido (65°C)

ω = velocidade angular da lata

D_c = diâmetro da lata

Para o exemplo temos:

$$\alpha_f = \frac{K_f}{\rho_f \cdot C_{p_f}} = \frac{0,567}{982 \cdot 1,001} = 5,76 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\omega = 15.079,6 \text{ 1/h}$$

$$D_c = 0,073 \text{ m}$$

$$\frac{\alpha_f}{\omega D_c^2} = \frac{5,76 \cdot 10^{-4}}{15,079,6 \cdot (0,073)^2} = 7,16 \cdot 10^{-6}$$

APÊNDICE C

REGRESSAO MULTIPLA TRANSFERENCIA DE CALOR

NU	RE	PR	H/D	1-ε	ε	H ₀ /h _w	ε'
14.806	10.100	1.050	2.345	0.0	0.0	0.429	11.840
4.770	10.100	1.050	-1.651	0.0	0.0	0.429	-11.840
5.059	10.100	1.050	-2.345	-0.535	-8.086	0.429	-11.840
4.749	10.100	1.050	-1.651	-0.589	-8.086	0.429	-11.840
5.048	10.100	1.050	-2.345	-0.576	-7.821	0.429	-11.840
4.879	10.100	1.050	-1.651	-0.635	-7.821	0.429	-11.840
4.920	10.100	1.050	-2.345	-0.240	-8.086	0.429	-11.840
4.864	10.100	1.050	-1.651	-0.260	-8.086	0.429	-11.840
4.924	10.100	1.050	-2.345	-0.255	-7.821	0.429	-11.840
4.857	10.100	1.050	-1.651	-0.277	-7.821	0.429	-11.840
4.860	10.506	1.050	-2.345	0.0	0.0	0.429	-12.250
4.867	10.506	1.050	-1.651	0.0	0.0	0.429	-12.250
5.341	10.506	1.050	-2.345	-0.535	-8.492	0.429	-12.250
5.049	10.506	1.050	-1.651	-0.589	-8.492	0.429	-12.250
5.271	10.506	1.050	-2.345	-0.576	-8.227	0.429	-12.250
4.974	10.506	1.050	-1.651	-0.635	-8.227	0.429	-12.250
5.076	10.506	1.050	-2.345	-0.240	-8.492	0.429	-12.250
5.073	10.506	1.050	-1.651	-0.260	-8.492	0.429	-12.250
5.100	10.506	1.050	-2.345	-0.255	-8.227	0.429	-12.250
5.099	10.506	1.050	-1.651	-0.277	-8.227	0.429	-12.250
4.888	10.794	1.050	-2.345	0.0	0.0	0.429	-12.540
5.158	10.794	1.050	-1.651	0.0	0.0	0.429	-12.540
5.341	10.794	1.050	-2.345	-0.535	-8.779	0.429	-12.540
5.088	10.794	1.050	-1.651	-0.589	-8.779	0.429	-12.540
5.234	10.794	1.050	-2.345	-0.576	-8.514	0.429	-12.540
5.015	10.794	1.050	-1.651	-0.635	-8.514	0.429	-12.540
5.300	10.794	1.050	-2.345	-0.240	-8.779	0.429	-12.540
5.160	10.794	1.050	-1.651	-0.260	-8.779	0.429	-12.540
5.233	10.794	1.050	-2.345	-0.255	-8.514	0.429	-12.540
5.194	10.794	1.050	-1.651	-0.277	-8.514	0.429	-12.540
4.888	11.199	1.050	-2.345	0.0	0.0	0.429	-12.940
5.151	11.199	1.050	-1.651	0.0	0.0	0.429	-12.940
5.395	11.199	1.050	-2.345	-0.535	-7.105	0.429	-12.940
5.194	11.199	1.050	-1.651	-0.589	-7.105	0.429	-12.940
5.187	11.199	1.050	-2.345	-0.576	-8.420	0.429	-12.940
5.137	11.199	1.050	-1.651	-0.635	-8.420	0.429	-12.940
5.369	11.199	1.050	-2.345	-0.240	-9.165	0.429	-12.940
5.361	11.199	1.050	-1.651	-0.260	-9.165	0.429	-12.940
5.355	11.199	1.050	-2.345	-0.255	-8.920	0.429	-12.940
5.299	11.199	1.050	-1.651	-0.277	-8.920	0.429	-12.940
4.937	9.684	1.570	-2.345	0.0	0.0	0.497	-11.950
4.908	9.684	1.570	-1.651	0.0	0.0	0.497	-11.950
5.081	9.684	1.570	-2.345	-0.535	-8.086	0.497	-11.950
4.834	9.684	1.570	-1.651	-0.589	-8.086	0.497	-11.950
5.019	9.684	1.570	-2.345	-0.576	-7.821	0.497	-11.950
4.650	9.684	1.570	-1.651	-0.635	-7.821	0.497	-11.950
4.954	9.684	1.570	-2.345	-0.240	-8.086	0.497	-11.950
4.970	9.684	1.570	-1.651	-0.260	-8.086	0.497	-11.950
4.753	9.684	1.570	-2.345	-0.255	-7.821	0.497	-11.950

4.847	9.684	1.570	-1.651	-0.277	-7.821	0.497	-11.950
5.131	10.089	1.570	-2.345	0.0	0.0	0.497	-12.350
5.898	10.089	1.570	-1.651	0.0	0.0	0.497	-12.350
5.158	10.089	1.570	-2.345	0.535	-8.492	0.497	-12.350
4.787	10.089	1.570	-1.651	-0.589	-8.492	0.497	-12.350
5.019	10.089	1.570	-2.345	-0.576	-8.727	0.497	-12.350
4.793	10.089	1.570	-1.651	-0.635	-8.227	0.497	-12.350
5.088	10.089	1.570	-2.345	0.240	-8.492	0.497	-12.350
5.084	10.089	1.570	-1.651	-0.260	-8.492	0.497	-12.350
4.996	10.089	1.570	-2.345	0.255	-8.727	0.497	-12.350
4.985	10.089	1.570	-1.651	-0.277	-8.227	0.497	-12.350
5.131	10.377	1.570	-2.345	0.0	0.0	0.497	-12.640
5.159	10.377	1.570	-1.651	0.0	0.0	0.497	-12.640
5.263	10.377	1.570	-2.345	-0.535	-8.779	0.497	-12.640
4.748	10.377	1.570	-1.651	-0.589	-8.779	0.497	-12.640
5.063	10.377	1.570	-2.345	-0.576	-8.514	0.497	-12.640
4.832	10.377	1.570	-1.651	-0.635	-8.514	0.497	-12.640
5.162	10.377	1.570	-2.345	0.240	-8.779	0.497	-12.640
5.164	10.377	1.570	-1.651	-0.260	-8.779	0.497	-12.640
5.031	10.377	1.570	-2.345	-0.255	-8.514	0.497	-12.640
5.103	10.377	1.570	-1.651	-0.277	-8.514	0.497	-12.640
5.032	10.782	1.570	-2.345	0.0	0.0	0.497	-13.050
5.400	10.782	1.570	-1.651	0.0	0.0	0.497	-13.050
5.168	10.782	1.570	-2.345	-0.535	-9.185	0.497	-13.050
5.171	10.782	1.570	-1.651	-0.589	-9.185	0.497	-13.050
5.158	10.782	1.570	-2.345	-0.576	-8.920	0.497	-13.050
4.942	10.782	1.570	-1.651	-0.635	-8.920	0.497	-13.050
5.329	10.782	1.570	-2.345	0.240	-9.185	0.497	-13.050
5.251	10.782	1.570	-1.651	-0.260	-9.185	0.497	-13.050
5.145	10.782	1.570	-2.345	-0.255	-8.920	0.497	-13.050
5.190	10.782	1.570	-1.651	-0.277	-8.920	0.497	-13.050
4.867	8.894	2.450	-2.345	0.0	0.0	0.565	-12.040
4.857	8.894	2.450	-1.651	0.0	0.0	0.565	-12.040
4.853	8.894	2.450	-2.345	-0.535	-8.086	0.565	-12.040
4.685	8.894	2.450	-1.651	-0.589	-8.086	0.565	-12.040
4.946	8.894	2.450	-2.345	-0.576	-7.821	0.565	-12.040
4.822	8.894	2.450	-1.651	-0.635	-7.821	0.565	-12.040
4.752	8.894	2.450	-2.345	0.240	-8.086	0.565	-12.040
4.804	8.894	2.450	-1.651	-0.260	-8.086	0.565	-12.040
4.744	8.894	2.450	-2.345	-0.255	-7.821	0.565	-12.040
4.745	8.894	2.450	-1.651	-0.277	-7.821	0.565	-12.040
4.963	9.299	2.450	-2.345	0.0	0.0	0.565	-12.450
4.991	9.299	2.450	-1.651	0.0	0.0	0.565	-12.450
4.914	9.299	2.450	-2.345	-0.535	-8.492	0.565	-12.450
4.772	9.299	2.450	-1.651	-0.589	-8.492	0.565	-12.450
5.020	9.299	2.450	-2.345	-0.576	-8.227	0.565	-12.450
4.851	9.299	2.450	-1.651	-0.635	-8.227	0.565	-12.450
4.847	9.299	2.450	-2.345	0.240	-8.492	0.565	-12.450
4.916	9.299	2.450	-1.651	-0.260	-8.492	0.565	-12.450
4.671	9.299	2.450	-2.345	-0.255	-8.227	0.565	-12.450
4.917	9.299	2.450	-1.651	-0.277	-8.227	0.565	-12.450
4.963	9.587	2.450	-2.345	0.0	0.0	0.565	-12.730
4.935	9.587	2.450	-1.651	0.0	0.0	0.565	-12.730
4.978	9.587	2.450	-2.345	-0.535	-8.779	0.565	-12.730
4.841	9.587	2.450	-1.651	-0.589	-8.779	0.565	-12.730
4.967	9.587	2.450	-2.345	-0.576	-8.514	0.565	-12.730
4.935	9.587	2.450	-1.651	-0.635	-8.514	0.565	-12.730

4.925	9.587	2.450	-2.345	-0.240	-8.779	0.565	-12.730
4.916	9.587	2.450	-1.651	-0.260	-8.779	0.565	-12.730
4.985	9.587	2.450	-2.345	-0.255	-8.514	0.565	-12.730
4.981	9.587	2.450	-1.651	-0.277	-8.514	0.565	-12.730
4.963	9.992	2.450	-2.345	0.0	0.0	0.565	-13.140
5.145	9.992	2.450	-1.651	0.0	0.0	0.565	-13.140
4.642	9.992	2.450	-2.345	-0.535	-9.185	0.565	-13.140
4.988	9.992	2.450	-1.651	-0.589	-9.185	0.565	-13.140
4.612	9.992	2.450	-2.345	-0.576	-8.920	0.565	-13.140
5.091	9.992	2.450	-1.651	-0.635	-8.920	0.565	-13.140
5.135	9.992	2.450	-2.345	-0.240	-9.185	0.565	-13.140
5.041	9.992	2.450	-1.651	-0.260	-9.185	0.565	-13.140
5.304	9.992	2.450	-2.345	-0.255	-8.920	0.565	-13.140
5.050	9.992	2.450	-1.651	-0.277	-8.920	0.565	-13.140
4.666	7.452	3.990	-2.345	0.0	0.0	0.717	-12.140
4.773	7.452	3.990	-1.651	0.0	0.0	0.717	-12.140
4.603	7.452	3.990	-2.345	-0.535	-8.086	0.717	-12.140
4.814	7.452	3.990	-1.651	-0.589	-8.086	0.717	-12.140
4.769	7.452	3.990	-2.345	-0.576	-7.821	0.717	-12.140
4.618	7.452	3.990	-1.651	-0.635	-7.821	0.717	-12.140
4.637	7.452	3.990	-2.345	-0.240	-8.086	0.717	-12.140
4.551	7.452	3.990	-1.651	-0.260	-8.086	0.717	-12.140
4.584	7.452	3.990	-2.345	-0.255	-7.821	0.717	-12.140
4.492	7.452	3.990	-1.651	-0.277	-7.821	0.717	-12.140
4.786	7.857	3.990	-2.345	0.0	0.0	0.717	-12.550
4.813	7.857	3.990	-1.651	0.0	0.0	0.717	-12.550
4.783	7.857	3.990	-2.345	-0.535	-8.492	0.717	-12.550
4.814	7.857	3.990	-1.651	-0.589	-8.492	0.717	-12.550
4.873	7.857	3.990	-2.345	-0.576	-8.227	0.717	-12.550
4.759	7.857	3.990	-1.651	-0.635	-8.227	0.717	-12.550
4.735	7.857	3.990	-2.345	-0.240	-8.492	0.717	-12.550
4.648	7.857	3.990	-1.651	-0.260	-8.492	0.717	-12.550
4.763	7.857	3.990	-2.345	-0.255	-8.227	0.717	-12.550
4.674	7.857	3.990	-1.651	-0.277	-8.227	0.717	-12.550
4.771	8.145	3.990	-2.345	0.0	0.0	0.717	-12.840
4.947	8.145	3.990	-1.651	0.0	0.0	0.717	-12.840
4.861	8.145	3.990	-2.345	-0.535	-8.779	0.717	-12.840
4.873	8.145	3.990	-1.651	-0.589	-8.779	0.717	-12.840
4.843	8.145	3.990	-2.345	-0.576	-8.514	0.717	-12.840
4.828	8.145	3.990	-1.651	-0.635	-8.514	0.717	-12.840
4.798	8.145	3.990	-2.345	-0.240	-8.779	0.717	-12.840
4.711	8.145	3.990	-1.651	-0.260	-8.779	0.717	-12.840
4.859	8.145	3.990	-2.345	-0.255	-8.514	0.717	-12.840
4.652	8.145	3.990	-1.651	-0.277	-8.514	0.717	-12.840
4.681	8.550	3.990	-2.345	0.0	0.0	0.717	-13.240
4.878	8.550	3.990	-1.651	0.0	0.0	0.717	-13.240
4.622	8.550	3.990	-2.345	-0.535	-9.185	0.717	-13.240
4.969	8.550	3.990	-1.651	-0.589	-9.185	0.717	-13.240
4.748	8.550	3.990	-2.345	-0.576	-8.920	0.717	-13.240
4.923	8.550	3.990	-1.651	-0.635	-8.920	0.717	-13.240
4.938	8.550	3.990	-2.345	-0.240	-9.185	0.717	-13.240
4.902	8.550	3.990	-1.651	-0.260	-9.185	0.717	-13.240
4.935	8.550	3.990	-2.345	-0.255	-8.920	0.717	-13.240
4.870	8.550	3.990	-1.651	-0.277	-8.920	0.717	-13.240