

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS E
CONVECÇÃO NO ESCOAMENTO
LAMINAR EM TUBOS DE SUCO
DE LARANJA**

Tese de Doutorado em Engenharia de Alimentos
Departamento de Engenharia de Alimentos - FEA - UNICAMP

Autor: JOSÉ ANTONIO GOMES VIEIRA

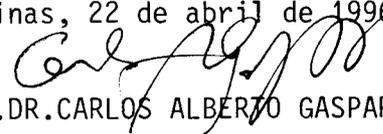
Orientador: Prof. Dr. CARLOS ALBERTO GASPARETTO

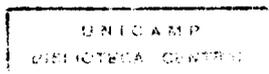
CAMPINAS - 1996

PARECER

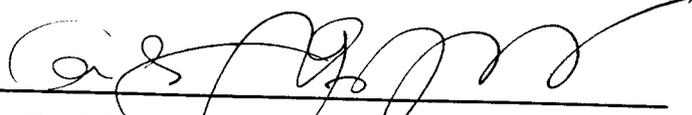
Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por JOSÉ ANTONIO GOMES VIEIRA e aprovada pela Comissão Julgadora em 22 de abril de 1996.

Campinas, 22 de abril de 1996.


PROF. DR. CARLOS ALBERTO GASPARETTO
Presidente da Banca



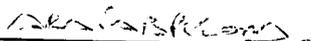
BANCA EXAMINADORA



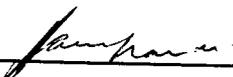
Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto
Orientador

Prof. Dr. Alfredo de Almeida Vitali
MEMBRO

Prof. Dr. César Costapinto Santana
MEMBRO



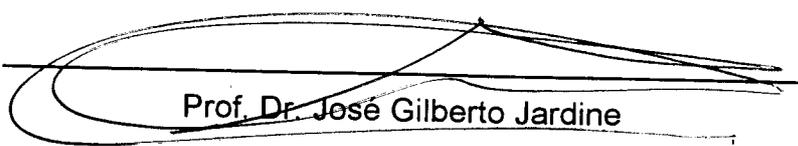
Prof. Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora
MEMBRO



Prof. Dr. José Glauco Grandi
MEMBRO



Prof. Dra. Enny T. Martucci
MEMBRO



Prof. Dr. José Gilberto Jardine
MEMBRO

Campinas, 22 de Abril de 1996.

A Deus

A meus pais "in memoriam"

A minha esposa, Fátima

A meus filhos, Livia e Vínicius

AGRADECIMENTOS

Ao Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos - UNESP, pelo afastamento parcial para realizar este curso.

Ao Professor Dr. Carlos Alberto Gasparetto, pela orientação, ensinamentos e amizade no decorrer do curso e durante a realização deste trabalho.

Aos professores Dr. Alfredo de Almeida Vitali, Dr César Costapinto Santana, Dra Araí Augusta B. Pécora, Dr. José Glauco Grandi, Dra. Enny T. Martucci e Dr. José Gilberto Jardine pelas valiosas sugestões apresentadas.

Aos professores do Departamento de Engenharia de Alimentos da UNICAMP pela compreensão e incentivo durante o curso.

Aos professores e funcionários do Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos da UNESP pela amizade, apoio e agradável convívio.

Ao técnico João Jesuino pelo contribuição durante os experimentos.

Às minhas alunas de iniciação científica pela contribuição em algumas partes do trabalho.

À CAPES pela concessão da bolsa de estudos.

ÍNDICE GERAL

NOMENCLATURA.....	II
RESUMO.....	IV
ABSTRACT.....	V
CAPÍTULO I INTRODUÇÃO.....	1
I.1. O problema.....	1
I.2. Objetivos.....	3
CAPÍTULO II REVISÃO DE LITERATURA.....	4
II.1. Suco concentrado de laranja.....	4
II.2. Propriedades físicas.....	6
II.2.1. Condutividade térmica.....	6
II.2.2. Calor específico.....	9
II.2.3. Calor latente.....	13
II.2.4. Difusividade térmica.....	13
II.2.5. Massa específica.....	14
II.2.6. Reologia.....	15
II.2.6.1. Modelos reológicos empíricos.....	17
II.2.6.2. Influência da temperatura.....	18
II.2.6.3. Influência da concentração.....	19
III.3. Hidrodinâmica e transferência de calor para fluidos em tubos circulares.....	20
III.3.1. Escoamentos isoviscosos.....	20
III.3.2. Escoamento não-isoviscosos.....	27
CAPÍTULO III PROPRIEDADES FÍSICAS DO SUCO DE LARANJA.....	
III.1. Matéria prima.....	30
III.2. Condutividade térmica.....	31

III.3.	Calor específico.....	34
III.4.	Calor latente.....	37
III.5.	Difusividade térmica.....	39
III.6.	Massa específica.....	40
III.7.	Comportamento reológico.....	43
CAPÍTULO IV	ESCOAMENTO LAMINAR DO SUCO DE LARANJA EM TUBO CIRCULARES.....	57
IV.1.	Montagem Experimental	59
IV.2.	Medidas de perda de carga em escoamento não-isotérmico de suco de laranja.....	62
IV.3.	Resultados de medidas de transferência de calor em escoamento laminar de suco de laranja.....	69
CAPÍTULO V	CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	79
CAPÍTULO VI	BIBLIOGRAFIAS.....	81

NOMENCLATURA

a e b	Constantes da equação II.12	
Br	Número de Brinkman	
C	Capacidade calorífica do calorímetro	(J/°C)
Cp	Calor específico	(J/kg °C)
Cn	Constante das autofunções da eq. II.27	
D	Diâmetro interno	(m)
Ea	Energia de ativação	(J/gmol)
g	Gradiente de velocidade na parede	(s ⁻¹)
Gz*	Número de Graetz adimensional	
Gz	Número de Graetz definido pela eq. II.26	
h	Coeficiente convectivo de transferência de calor	(W / m ² °C)
k	Condutividade térmica	(W / m°C)
K	Índice de consistência de fluidos "Ostwald-de-Waele"	(Pa.s ⁿ)
l	Altura do cilindro do reômetro	(m)
L	Comprimento do tubo	(m)
M	Massa	(g)
n	Índice de comportamento de escoamento de fluidos de "Ostwald-de-Waele"	
Nu	Número de Nusselt local para tubo circular	
<Nu>	Número de Nusselt médio	
Nu _∞	Número de Nusselt constante para escoamento termicamente desenvolvido	
P	Pressão	(Pa)
q	Fluxo de calor	(W)
Q	Vazão volumétrica	(m ³ / s)

Q'	Potência	(W/m)
R_i	Raio interno do tubo circular	(m)
R	Constante dos gases universais	(J / gmolK)
r	Resistência elétrica	(Ohm)
Re	Número de Reynolds	
S	Adimensional que indica o desvio do comportamento isoviscoso (para temperatura da parede constante)	
t	Tempo	(s)
T	Temperatura	(°C)
T_o	Temperatura de entrada	(°C)
T_p	Temperatura de parede	(°C)
T_{mix}	Temperatura média de mistura no final do tubo	(°C)
v_z	Velocidade axial	(m / s)
$\langle v_z \rangle$	Velocidade axial média	(m / s)
Y_n	Autofunções da eq. II.27	
z	Distância axial	(m)

ÍNDICES GREGOS

α	Difusividade térmica	(m ² / s)
β_n	Autofunções da eq. II.27	
γ	Taxa de deformação	(s ⁻¹)
δ	Consistência do fluido	(Pa s ⁿ)
$\langle \delta \rangle$	Consistência do fluido na temperatura média	(Pa s ⁿ)
ϵ	Relações de raios do cilindro e do copo do reômetro	
ζ	Coordenada adimensional axial definida para o caso isoviscoso	
η	Viscosidade aparente para fluidos não-newtonianos	(Pa s)
$\langle \eta \rangle$	Viscosidade aparente na temperatura média	(Pa s)
θ	Temperatura adimensional	
θ_{mix}	Temperatura de mistura adimensional	

μ	Viscosidade dinâmica	(Pa s)
ξ	Coordenada adimensional axial	
Π	Torque	(N m)
ρ	Massa específica	(kg/m ³)
τ	Tensão de cisalhamento	(Pa)
ψ	Perda de carga adimensional	
Ω	Velocidade angular	(s ⁻¹)

Sub índices:

- o Referente a condições de entrada ou condições isoviscosas
- p Referente a condições da parede

RESUMO

Foram abordados neste trabalho a hidrodinâmica e a convecção em escoamento laminar em tubos cilíndricos do suco de laranja. Determinaram-se as propriedades físicas do suco: condutividade térmica, calor específico, difusividade térmica e massa específica em função da concentração, além dos parâmetros reológicos em função da concentração e da temperatura. O comportamento reológico do suco foi determinado numa faixa de 0 a 50°C e concentrações de 43, 53 e 65°Brix, usando um reômetro de cilindros concêntricos. Os resultados indicam que o suco de laranja comporta-se como um fluido não-newtoniano com características pseudoplásticas, sendo descrito pelo modelo de Ostwald-de-Waele do tipo: $\tau = K \dot{\gamma}^n$. O parâmetro material K, índice de consistência, apresentou uma dependência da temperatura conforme a equação: $K = K' \exp [- b (T-T_0)]$ e o índice de comportamento n, foi considerado constante em função da temperatura. A condutividade térmica decresceu com o aumento da concentração do suco, segundo uma relação cúbica, o mesmo comportamento apresentou a difusividade térmica, enquanto o calor específico e a massa específica apresentaram funções lineares. A perda de carga no escoamento laminar do suco é expressa pela relação de gradientes adimensionais de pressão (ψ) em função do número de Graetz. A faixa de abrangência é 0,0048 a 0,4304. Os resultados experimentais de transferência de calor em escoamento não-isoviscoso são apresentados em termos de número de Nusselt em função do número de Graetz. Os casos tratados neste trabalho abrangem a faixa $1,73 \leq Gz \leq 253,66$ e $0,71 \leq Nu \leq 33,38$. A condição adotada para o problema de transferência de calor foi o escoamento plenamente desenvolvido com temperatura da parede constante. Foram consideradas desprezíveis a dissipação viscosa e a condução de calor na direção axial.

PALAVRAS-CHAVE: Suco de laranja, Propriedades físicas, Convecção.

ABSTRACT

This work deals with the hydrodynamic and convection in laminar flow through cylindrical ducts of orange juice. The thermal conductivity, specific heat, thermal diffusivity and density as a function of juice concentration were determined. The rheological parameters as a function of juice concentration and temperature were also obtained. The rheological characteristics of the juice were studied in the temperature range of 0 to 50°C and concentrations of 43, 53 and 65°Brix, using a concentric cylinders rheometer. The results denoted a non-newtonian behaviour of the juice with pseudoplastic characteristics, described by the Ostwald-de-Waele model of the type $\tau = K \dot{\gamma}^n$. The consistency index K was temperature dependent according to the equation $K = K' \exp [-b (T-T_0)]$. The behaviour index n , was constant with temperature. The thermal conductivity and thermal diffusivity decreased as juice concentrations increased by a cubic relation. Specific heat and density were linear functions of juice concentration. The pressure drop of the juice laminar flow is represented by adimensional gradients (ψ) as function of Graetz number. The range is from 0.0048 to 0.4304. The experimental results of heat transfer in the non-isoviscous flow are presented as Nusselt number as function of Graetz. The cases considered in this work are in the range of $1.73 \leq Gz \leq 253.66$ and $0.71 \leq Nu \leq 33.38$. The heat transfer problem considers the condition of fully developed flow, with constant temperature at the tube wall. Viscous dissipation and axial heat conduction were not considered.

KEY-WORDS: Oranje juice, Physics properties, Convection.

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

I.1. O PROBLEMA

Comemorou-se na safra de 1992/93 o recorde da produção comercial de citros no mundo, com um total de 58 milhões de toneladas métricas. A laranja ocupou lugar de destaque entre os citros mais comercializados do mundo, com 70% do total, segundo dados da USDA (1994).

Atualmente o Brasil é o maior produtor mundial de laranja, com 37% do total, sendo importante fonte de emprego, renda e divisas. Somente no estado de São Paulo, considerado hoje o maior centro produtor mundial de laranjas, o setor envolve 20 mil citricultores, em quase cem municípios (SILVA & LEITE, 1993). Do total produzido neste estado, 14,9% é destinado ao consumo como fruta fresca, 0,9% à exportação e 84,2% ao processamento. Sendo que, do total processado, 97% é exportado. O que totalizou em 1994, 115 milhões de toneladas de suco de laranja concentrado congelado (SLCC).

A tendência à industrialização da fruta em suco concentrado congelado, vem se desenvolvendo de forma significativa em todo mundo nos últimos dez anos. Isso se deve principalmente à redução das despesas com transporte e a exigência de produtos de consumo final mais elaborado. O Brasil

é, atualmente, o maior produtor e exportador do suco de laranja concentrado congelado, controlando cerca de 80% do mercado internacional do produto (YANG & HASHIMOTO, 1993).

A tecnologia de fabricação de suco de laranja concentrado congelado vem-se transformando através dos tempos. Atualmente, por razões de aumento do mercado e do custo de embalagem e de transporte, o suco em sua maior parte é estocado e comercializado a granel. Nesse processo, o suco passa através de trocadores de calor, onde sua temperatura é reduzida de 10°C para -8°C e é enviado para tanques, localizados no interior de câmaras frigoríficas, mantidas em temperaturas que variam de - 8 °C a - 10 °C, dependendo da empresa. Esse suco é transportado até o porto de embarque, em caminhões com tanques isolados e destes, transferido diretamente para navios com tanques frigoríficos, ou para tanques de estocagem nos armazéns da empresa .

Apesar desse desenvolvimento tecnológico, algumas operações unitárias empregadas no manuseio do suco de laranja concentrado precisam ainda ser entendidas com maiores detalhes. Para tanto, é preciso que se tenha à disposição dados de engenharia, tais como propriedades químicas e físicas, incluindo o comportamento reológico dos sucos concentrados em função da temperatura, já que o suco de laranja concentrado brasileiro apresenta características técnicas diferentes daqueles produzidos em outras partes do mundo, como Flórida e Israel, principalmente no que diz respeito ao teor de polpa.

A compreensão do fenômeno de transferência de calor no escoamento de suco de laranja concentrado tem grande importância porque a maioria dos sucos manipulados na indústria é de natureza não-newtoniana e, invariavelmente, sofrem processos de transferência de calor durante o seu processamento.

Sob o ponto de vista econômico, é de suma importância que sejam otimizados os processos industriais, por isso, é imprescindível o conhecimento sobre os fenômenos de transporte envolvidos. Logo, existe motivação suficiente para a pesquisa teórica e experimental sobre o escoamento com transferência de calor de suco de laranja concentrado.

Os dados sobre o comportamento reológico de suco de laranja brasileiro, são escassos e estão concentrados em faixas relativamente estreitas em mais de um dos seguintes parâmetros: concentração de sólidos solúveis, teor de polpa suspensa, temperatura, variedade da fruta, teor de pectina, etc.. Portanto a maioria dos projetos de equipamentos utilizados em sua manipulação são

baseados em estimativas, por vezes grosseiras, de seus parâmetros reológicos. Dai a importância de uma criteriosa caracterização reológica desses fluidos.

Uma vez determinados, os parâmetros reológicos permitem que as equações de transporte sejam resolvidas levando-se em consideração o comportamento mais próximo da realidade para a grande variedade do suco brasileiro, resultando na obtenção de estimativas mais realistas da fenomenologia de escoamento com transferência de calor ou de massa.

2. OBJETIVOS

O objetivo principal desse trabalho é estudar a hidrodinâmica e transferência de calor em regime laminar do suco de laranja em tubos. As propriedades físicas necessárias para o estudo são: calor específico C_p , condutividade térmica k , difusividade térmica α , massa específica ρ e viscosidade μ . Portanto foram desenvolvidas as seguintes determinações experimentais:

1. parâmetros reológicos do suco em função da temperatura e do teor de sólidos solúveis;
2. calor específico, condutividade térmica, difusividade térmica e massa específica em função do teor de sólidos;
3. distribuição da velocidade e temperatura ao longo do escoamento.

Com estes dados pode-se determinar a perda de carga e o coeficiente de transferência de calor convectivo.

CAPÍTULO II

REVISÃO DE LITERATURA

II.1. SUCO CONCENTRADO DE LARANJA

O desenvolvimento das técnicas de evaporação a vácuo, da cadeia de frio e o aumento da produção de laranja proporcionaram o aparecimento e o sucesso do suco concentrado congelado.

O suco concentrado de laranja tem uma aplicação muito grande no setor alimentício. Além do consumo direto o suco é ingrediente de refrigerantes, xaropes, geléias, doces, etc. No Estados Unidos e na Europa matém-se o hábito de beber suco processado durante as refeições. No Brasil devido ao alto custo deste produto no mercado interno e associado à disponibilidade da fruta durante todo o ano, o consumo do suco concentrado é muito pequeno.

O suco concentrado, pronto a ser comercializado é, em geral, evaporado a 65°Brix e armazenado a -10°C. Embora sofra vários processos na sua obtenção, o concentrado mantém suas propriedades de sabor e aroma de suco fresco, quando diluído em água.

O processo de industrialização da laranja deve iniciar-se na aquisição do pomar, na escolha da variedade e grau de maturação, uma vez que o custo da matéria prima corresponde a mais de 68% do custo industrial; sabendo-se que a

qualidade e o rendimento do produto final estão intimamente ligados à qualidade da fruta, CITRAVITA (1993).

O processo de concentração do suco é complexo, dado às inúmeras operações que sofre a matéria prima até chegar-se no produto final. Aqui serão destacadas aquelas operações ligadas ao conteúdo desse trabalho. Após o ajuste do teor de polpa, o suco é submetido a um tratamento térmico, cujo propósito é a destruição dos microorganismos que podem alterar a qualidade, e, principalmente a inativação das enzimas responsáveis pela clarificação e geleificação do suco. Estudos comprovam que, nas condições de inativação da pectinesterase, os microorganismos responsáveis pela degradação da qualidade do suco são destruídos. As condições de inativação da pectinesterase no suco variam entre 93 e 99°C, e o tempo de retenção entre 5 e 45 segundos. O tratamento deve ser tanto mais intenso, quanto maior for a quantidade de pectinesterase presente, o pH e o teor de polpa. Os equipamentos utilizados nesta fase são os trocadores de calor, que podem ser de placas ou tubulares, empregando-se o vapor como meio de aquecimento, CITROVITA (1993).

A alta concentração de sólidos aumenta a estabilidade do suco, reduz a tendência à clarificação, à geleificação e ao desenvolvimento de microorganismos. Foram vários os métodos utilizados na concentração do suco de laranja. Atualmente, utilizam-se evaporadores a vácuo de múltiplo efeito, que operam no sistema HTST (alta temperatura e pequeno tempo), que permitem a obtenção de produto de alta qualidade com menor consumo de energia (BRANDÃO & TEIXEIRA 1985). A concentração consiste na retirada de água do suco, levando-o de 11 a 65°Brix, etapa de grande importância na qualidade final do concentrado. As unidades mais empregadas na concentração de sucos cítricos baseiam-se nos princípios de filme descendente, placas e pulverização em tubos. Um problema associado com a extensão do período de operação é a formação de uma incrustação de hesperidina na superfície dos tubos do evaporador. A hesperidina não somente interfere no coeficiente de transmissão de calor, mas também, solta-se na forma de escamas brancas que surgirão como defeitos no produto final. Outro processo de concentração do suco é a denominada concentração a frio, por ser realizada a baixas temperaturas. O grande investimento de capital na aquisição e instalação do equipamento, necessário para o processo, é fator limitante da sua viabilidade, embora o concentrado seja de melhor qualidade.

O suco, após atingir o grau de concentração desejado, é resfriado rapidamente nos evaporadores. Para isso, os evaporadores são dotados de resfriadores que, por meio de expansão do suco em alto vácuo, resfriam o produto instantaneamente baixando sua temperatura de 20°C. Após a adição de óleo essencial e eventualmente de essência, o suco concentrado passa por um sistema de placas para baixar a sua temperatura para -8 a -10 °C. Em seguida é bombeado para tanques de armazenamento ou tambores de 200 litros mantidos a essa temperatura.

II.2. PROPRIEDADES FÍSICAS

O conhecimento das propriedades físicas de materiais biológicos é um ponto chave nos projetos de processos e de equipamentos que envolvem aquecimento, resfriamento, evaporação, separação e também armazenamento. Essas operações tem um papel fundamental para as indústrias de suco de laranja. O uso das equações básicas de escoamento, transferência de calor e de massa necessitam do conhecimento das propriedades físicas dos materiais envolvidos. A maior limitação nos estudos dessas operações é a falta de dados de propriedades físicas. Na estimativa da quantidade de energia requerida num processamento é necessário conhecer: o calor específico, o calor latente e a condutividade térmica e/ou a difusividade térmica do material. A obtenção dos parâmetros reológicos, permitem resolver as equações de transporte, levando-se em consideração o real comportamento do suco brasileiro, resultando na obtenção de dados mais realistas das perdas de carga e dos coeficientes de transferência de calor e massa.

II.2.1. Condutividade Térmica

A determinação da condutividade térmica de materiais biológicos é complexa, devido ao transporte simultâneo de energia e massa, às reações químicas e bioquímicas e às mudanças estruturais e biológicas que podem

ocorrer durante a medição (PASSOS et alii, 1990). A condutividade térmica pode ser medida através de qualquer montagem que satisfaça às condições de contorno requeridas para uma solução particular da equação de Fourier.

Os métodos estacionário e transiente, são basicamente os utilizados para medir a condutividade térmica. O método estacionário consiste em resolver a equação de condução de calor para o regime estacionário, em placas paralelas, cilíndricas ou esferas concêntricas, segundo SASSERON (1984) e MOHSENIN (1980). As placas, em diferentes temperaturas, ficam sob um gradiente de temperatura que é função apenas da espessura da amostra, no regime estacionário. O uso deste método é limitado pelo longo tempo que demanda e as diferentes formas geométricas da amostra. Esse longo tempo pode causar perda de umidade da amostra e migração de umidade no seu interior, (FORTES & OKOS, 1980 e REIDY & RIPPEN, 1971). Segundo os últimos autores outros erros que podem ocorrer são: mau contato entre as placas e a superfície da amostra; erro de medição do fluxo de calor e da temperatura; erro devido a transferência de calor por convecção na massa que constitui a amostra e heterogeneidade da mesma.

O método de regime transiente consiste na resolução da equação de condução de calor. HOOPER & LEPPER (1950), foram os primeiros pesquisadores a utilizarem o método transiente para determinar a condutividade térmica, através de diferentes arranjos geométricos. LEE et alii (1981) fizeram medidas de condutividade térmica de vários fluidos não-newtoniano em 4 temperaturas diferentes usando uma célula de condutividade térmica.

Dos métodos apresentados na literatura, o método de De VRIES (1952) para determinação da condutividade térmica do solo, readaptado por SWEAT & HAUGH (1974), é considerado o mais adequado para materiais biológicos. Para utilizar este método, um termopar e um fio aquecedor são colocados no interior de uma agulha hipodérmica (sonda), que é inserida na amostra. Quando o registrador, ligado ao termopar da sonda, indicar temperatura constante, faz-se passar uma corrente elétrica no fio aquecedor, registrando-se a curva de aquecimento indicada pelo termopar.

A condutividade térmica da amostra (k) é calculada pela equação:

$$k = \frac{Q' \cdot \ln(t_1/t_2)}{4 \pi (T_1 - T_2)} \quad (\text{II.1})$$

sendo:

Q' a potência por unidade de comprimento dissipada no fio aquecedor,
 T_1 e T_2 as temperaturas nos tempos t_1 e t_2 .

Esta é a expressão para temperatura de uma fonte térmica linear de comprimento infinito, num meio infinito e homogêneo. Entretanto na prática, a amostra é finita, a fonte tem comprimento finito, a intensidade da corrente elétrica não é perfeitamente constante, o raio e a massa da fonte não são nulos e suas propriedades térmicas diferem do material teste, conforme (SASSERON, 1984), (CHANDRA & MUIR, 1971) e (SHARMA & THOMPSON, 1973). Assim, para compensar efeitos de comprimento da agulha, inércia térmica do sistema e outros erros, costuma-se acrescentar um termo de correção, sendo aconselhável, a calibragem do sistema empregando-se, geralmente, a glicerina, PASSOS et alii (1990).

Em conseqüência dos pequenos intervalos de tempo e pequenos gradientes de temperatura envolvidos, o efeito relativo ao mecanismo de transferência de energia por convecção é desprezível, SWEAT & HAUGH (1974). Segundo (BRACKWELL, 1956), as sondas com fontes lineares de energia, utilizadas para medir condutividade térmica, que possuem uma relação comprimento diâmetro maior que 20, geram erros inferiores aos experimentais e as condições do experimento devem ser tais que a superfície externa da amostra permaneça numa temperatura constante durante a medição, para que se possa considerar a amostra como meio de dimensões infinitas. Sendo que, a variação da temperatura é função da espessura e das propriedades térmicas da amostra, do tempo e da extensão da fonte de calor, (MORITA & SINGH, 1979 e WOODANS & NOWREY, 1978). Para (PIETROBON, 1988), a relação comprimento diâmetro > 50 apresenta bons resultados para líquidos e acrescenta que, uma sonda bem projetada e operada com cuidados necessários, nem sempre mostra bom desempenho nos testes. Isto é uma característica da sonda, levando-se a conclusão de que as mesmas devem ser testadas e selecionadas para aplicações específicas.

Para materiais biológicos, a condutividade térmica depende do teor de umidade ou concentração de sólidos. Isto foi comprovado por vários autores (VIEIRA, 1991; PASSOS et alii, 1982; SASSERON, 1984 e LOPES FILHO & FORTES, 1988) que determinaram a variação da condutividade térmica em alguns produtos biológicos, em função de seu teor de umidade. Segundo LEWIS (1987), outros fatores que afetam a condutividade térmica em alimentos são a pressão, que é particularmente importante nas operações de liofilização, e a temperatura. Para Krupiczka, citado por (SASSERON, 1984) a pressão não exerce influência sobre a condutividade térmica dos materiais biológicos. Em muitos alimentos o efeito da temperatura não é relevante; a condutividade é mais afetada pela estrutura celular. MOHSENIN (1980) sugere que, se a condutividade varia linearmente com a temperatura, pode utilizar-se o seu valor médio. Há poucas informações publicadas sobre condutividade térmica de alimentos a altas temperaturas. HALLIDAY et alii, (1995) trabalhando com batata verificaram que os valores da condutividade térmica é menos afetada em altos e baixos teores e umidade em comparação a teores intermediários de 20 a 50%. Alguns materiais biológicos e alimentos processados têm diferentes valores de condutividade em diferentes direções. Um exemplo é a carne e o peixe, onde o calor pode ser transferido melhor ao longo das fibras do que transversalmente a essas (SWEAT, 1971).

Vários autores, (MOHSENIN, 1980; MILES et alii, 1983 e LAMB, 1976), têm mencionado equações que relacionam a condutividade térmica apenas com o conteúdo de umidade e para valores mais exatos, são relacionados com a composição química. Dois modelos têm sido propostos, denominados modelo paralelo e modelo perpendicular. Ambos baseam-se em sistema de dois componentes: sólido e água. A condutividade de vários componentes é dada por (MILES et alii, 1983). A maior fonte de erro dessas aproximações é ignorar ar no interior do alimento.

II.2.2. Calor Específico

É necessário conhecer o valor calor específico para determinar a quantidade de energia a ser adicionada ou removida nos processos de aquecimento e resfriamento de alimentos. Este valor pode dar uma indicação da energia

envolvida e nos processos contínuos pode ter influência sobre as dimensões do equipamento.

A variação de pressão para os processos que envolvem transferência de calor em materiais agrícolas é muito pequena. Em decorrência deste fato, utiliza-se o conceito de calor específico à pressão constante. Para muitos autores, o calor específico é dependente da temperatura. Porém, para muitos cálculos de engenharia, essas variações são pequenas e um valor médio é usado para uma faixa de temperatura considerada. LEWIS, 1987, DISNEY, 1954, KAZARIAN & HALL, 1970 e SASSERON, 1984 relatam a dificuldade da determinação de valores do calor específico de materiais biológicos. A determinação é complicada devido ao teor de umidade do material, calor de sorção e dessorção, movimentos internos de umidade e outros processos internos reversíveis ou irreversíveis.

Existem vários métodos para determinar o calor específico que se baseiam no equilíbrio térmico estabelecido entre o corpo cujo calor específico se pretende determinar e um segundo corpo de calor específico conhecido. Pode-se também, calcular esta propriedade conhecendo-se a condutividade térmica (k), a difusividade térmica (α) e a massa específica (ρ) do material em questão:

$$C_p = k / \alpha \rho \quad (II.2)$$

A determinação experimental do calor específico de produtos agrícolas pode ser conduzida de duas maneiras: pelo método transiente ou método de mistura direta e pelo método do estado estacionário. O segundo método consiste em colocar a amostra numa pequena câmara aquecida por meio de corrente elétrica. A maior fonte de erro deste método está relacionada com a determinação da temperatura da amostra, devido ao gradiente de temperatura, segundo (WRIGHT & PORTERFIELD, 1970).

O método mais usado, segundo vários autores (KAZARIAN & HALL, 1965, MOHSEININ, 1980; DISNEY, 1954; e HWANG & HAYAKAWA, 1979), é o da mistura direta que consiste em utilizar um recipiente isolado, de capacidade calorífica conhecida, com um líquido inerte. A amostra, a uma temperatura diferente da do líquido calorimétrico, é colocada no recipiente e a temperatura de equilíbrio é medida. O calor específico é calculado pela equação:

$$C_{pa}M_a(T_a-T_e) + C(T_a-T_e) = C_mM_m(T_e-T_m) \quad (II.3)$$

sendo: C_{pa} o calor específico da água; C_m o calor específico do material; C a capacidade calorífica do calorímetro; M_a a massa da água; M_m a massa do material; T_a a temperatura da água; T_m a temperatura da amostra e T_e a temperatura de equilíbrio.

Dentre as fontes de erro desse método, as duas mais importantes são: a troca de calor entre calorímetro e ambiente e a energia adicionada ao sistema por agitação VIEIRA (1991).

Valores de calor específico foram determinados para muitos produtos agrícolas, principalmente grãos. Nestes estudos, geralmente a finalidade era a determinação da relação entre o calor específico e o teor de umidade. DISNEY (1954), determinou o calor específico de vários grãos utilizando o método calorimétrico do gelo e KAZARIAN & HALL (1965) usaram o método da mistura. Muitos autores, utilizando este método, relatam um erro na medição devido ao calor de absorção, em materiais higroscópicos. KAZARIAN & HALL (1965) determinaram o calor específico, a condutividade térmica e a difusividade térmica para o milho e trigo, correlacionando com o teor de umidade do produto. Na determinação do calor específico, o material dentro de um copo, ambos a uma temperatura constante é introduzido no calorímetro com água (temperatura conhecida). Varias tentativas foram feitas com os grãos fechado em um recipiente. Usaram pequenas cápsulas de cobre, folhas de alumínio e sacos plásticos. Encontraram muitas dificuldades e não obtiveram consistência nos dados.

No entanto, HWANG & HAYAKAWA (1979) adaptaram a técnica da mistura direta, para alimentos de alta higroscopicidade. Nesta técnica não há contato direto entre a amostra e o líquido calorimétrico utilizado. Eliminando assim, o calor de absorção e reações químicas que poderiam ocorrer. A reprodutibilidade e a precisão da técnica desenvolvida foi examinada em vários produtos. Segundo os autores, este procedimento pode ser usado para produtos desidratados e de alto teor de umidade, dando resultados excelentes comparados com valores da literatura. VELEZ et alii (1991), utilizaram dessa técnica para determinar o valor do calor específico da água, solução de carbonato de cálcio e cloreto de sódio, obtendo erros inferiores a 2,4% em comparação com dados da literatura. E

concluíram ser esta uma alternativa tanto para materiais inorgânicos, como para alimentos.

De acordo com (LEWIS, 1987) durante processos como evaporação e desidratação o calor específico de alimentos pode diminuir. Grãos secos e alimentos desidratados têm baixo calor específico.

Segundo vários autores é possível prever o calor específico de alimentos conhecendo sua composição química. LAMB (1976), propõe uma equação simples para estimar o calor específico de alimentos:

$$C_p = M_a C_{pa} + M_s C_{ps} \quad (II.4)$$

onde:

M_a é a fração de massa de água,

$C_{pa} = 4,18 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{K}$ é o calor específico da água,

M_s é a fração massa de sólidos e

$C_{ps} = 1,46 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{K}$ é o calor específico de sólidos.

Enquanto, MILES et alii (1983) distinguiram a fração de óleo da de outros sólidos. A equação dada é:

$$C_p = (0,5M_o + M_{sno} + M_a) 4,18 \quad (II.5)$$

onde: M_o , M_{sno} e M_a são a fração de massa de óleo, de sólidos não óleo e água, respectivamente. Outras equações baseadas na composição centesimal, também são encontradas na literatura.

II.2.3. Calor Latente

Para o congelamento do suco é necessário o conhecimento dos valores do calor específico e do calor latente. Valores do calor latente para uma grande

variedade de alimentos, são dados por Polley et alii, citado por LEWIS (1987). Pode-se constatar que o calor latente é influenciado pelo teor de umidade do alimento. LAMB (1976) forneceu a seguinte equação para estimar o valor do calor latente em alimentos:

$$L = 335M \quad (II.6)$$

onde: M é a fração de massa da umidade. Segundo o autor, os valores calculados pela equação, fornecem resultados com erros inferiores a 2% em relação a literatura.

II.2.4. Difusividade Térmica

Em termos físicos, a difusividade térmica dá uma medida de como a temperatura pode variar quando um material é aquecido ou resfriado. Assim, essa propriedade é importante quando considera transferência de calor em regime transiente. Essa propriedade pode ser determinada indiretamente utilizando a relação entre a condutividade térmica, calor específico e densidade, através da equação II.2. Nas determinações experimentais a metodologia proposta por DICKERSON (1965), é a mais utilizada, segundo vários autores. A teoria deste método está baseada em uma condição de transferência de calor em regime transiente, onde as temperaturas da amostra variam linearmente com o tempo, assim minimizando a dificuldade de satisfazer condições de contorno. Simultaneamente, a diferença de temperatura que indica a difusividade térmica não varia com o tempo, assim facilitando a análise e interpretação dos dados. O método produz dados aplicáveis ao intervalo de temperatura através do qual o fluido é aquecido ou resfriado e permite o cálculo da difusividade térmica a partir de um único experimento, TELIS (1992). As condições necessárias são satisfeitas quando o termo geral $\partial T/\partial t$, na equação de transferência de calor, é constante. Baseando-se na geometria cilíndrica do aparelho, a equação de variação de energia se reduz a:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = A = \alpha \left\{ \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right\} \quad (\text{II.7})$$

Se a transferência de calor é exclusivamente radial a equação II.7 simplifica-se para:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = A = \alpha \left\{ \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right\} \quad (\text{II.8})$$

onde:

A é a taxa constante de elevação de temperatura em todos os pontos do cilindro.

Ao resolver essa equação para as condições de contorno ($T = A t = T_R$ em $T > 0$ e $r = R$; $dT/dr = 0$ em $t > 0$ e $r = 0$), DICKERSON (1965) obteve:

$$\alpha = \frac{AR^2}{4(T_s - T_c)} \quad (\text{II.9})$$

VELEZ et alii (1991) utilizaram este método para determinar a difusividade térmica em água, solução de carbonato de cálcio e cloreto de sódio, concluíram que os dados obtidos apresentam uma variação de menos de 2% em relação a literatura. A mesma conclusão é apresentada por TELIS (1992) na determinação da difusividade térmica de soluções de amido de milho, goma xantana e k-carragena.

II.2.3. Massa Específica

A massa específica do suco de laranja aumenta com a concentração de sólidos solúveis. Praticamente, não há variação da massa específica com o aumento do teor de polpa do suco, como relatada por STOLF et alii (1974).

II.2.4. Reologia

Para análise de dados experimentais de fatores de atrito e de dados de transferência de calor de fluidos não-newtonianos, é necessário conhecer as propriedades reológicas do material em estudo. Isto se deve ao fato da viscosidade ser sensível a mudanças na magnitude da tensão de cisalhamento de fluidos não-newtoniano, o que afeta o fator de atrito e o comportamento em relação à transferência de calor (CHO & HARNETT 1982).

Em muitas operações na indústria de suco de laranja é essencial o conhecimento do comportamento reológico do fluido, para que se possa projetar ou selecionar os equipamentos adequados. Durante algumas operações as características reológicas podem variar consideravelmente. Num processamento que envolve: escoamento, aquecimento, resfriamento e concentração essas variações precisam ser consideradas quando se escrevem as equações que descrevem as operações.

O comportamento reológico de suco de laranja vem sendo objeto de estudos há muito tempo, mesmo antes da expansão das indústrias de suco concentrado. O suco de laranja é uma suspensão de partículas sólidas e glóbulos de óleo em uma solução líquida complexa - soro - contendo tanto componentes de baixa massa molecular (açúcares, ácidos, sais) como polímeros complexos do tipo da pectina. O material suspenso é considerado não inerte, podendo interagir com os componentes do soro. Segundo MIZRAHI & FIRSTENBERG (1975), o soro desempenha um papel importante no comportamento reológico de suco de laranja concentrado, devido seu comportamento não-newtoniano. Os açúcares constituem cerca de 90% dos solutos, sendo que aproximadamente a metade desse total é de açúcares redutores, (VITALI & RAO 1982). Essa alta concentração de açúcares é responsável, em parte pela alta viscosidade dos sucos concentrados.

As propriedades reológicas do suco de laranja concentrado podem ser explicadas com base na contribuição de cada um dos componentes no comportamento do escoamento. O soro despectinizado pode ser considerado como o meio líquido básico. Suas propriedades de escoamento são muito semelhantes àquelas de uma solução de sacarose de mesma concentração. As propriedades de escoamento (viscosidade aparente, etc) do concentrado

aproximam-se desse líquido quando a velocidade de cisalhamento é aumentada, (MIZRAHI & BERK, 1970). O comportamento pseudoplástico se deve a uma complexa interação entre a polpa, pectina solúvel e ácidos orgânicos e sólidos solúveis (RAO, 1987). Concentrado de laranja tem também comportamento tixotrópico, indicando dependência do tempo com separação dessa estrutura complexa (CRANDALL et alii, 1987). Esse fluido muda de newtoniano para pseudoplástico a partir de 20 °Brix, SARAVACOS (1970). A intensidade desses comportamentos depende da concentração de pectina solúvel.

Pesquisas têm mostrado que a viscosidade do concentrado pode ser reduzida pelo tratamento com enzimas, ou pela separação do soro em dois fluxos, um recebido do "finisher" de baixa pressão e outro a alta pressão CRANDALL et alii (1991). CARTER & BUSLIG (1977) concluíram que em concentrado de laranja a 45 °Brix sua viscosidade pode ser diminuída pela redução do tamanho das partículas. VITALI & RAO (1984b) verificaram que suco com baixa porcentagem de polpa e partículas pequenas tem baixa viscosidade e o comportamento pseudoplástico menos acentuado, possuindo alta energia de ativação de escoamento. Mas essa redução de polpa pela centrifugação também pode causar perdas de sólidos solúveis, CRANDALL et alii (1988).

Estudos sobre as propriedades de escoamento de suco da laranja concentrado, foram realizados por MORESI & SPINOSI (1980); CRANDALL et alii (1982) e RAO et alii (1984). Estes utilizaram reômetros de cilindros concêntricos, os quais permitem o cálculo de gradientes de velocidade e tensões de cisalhamento. Todos os estudos revelaram comportamento pseudoplástico do suco no escoamento.

Entretanto, todos esses autores mediram a tensão residual existente por métodos experimentais, o que implica em erros consideráveis quando se trata desse tipo de fluidos, TELIS et alii (1991). Neste caso, é mais adequado um método iterativo que envolve a regressão não-linear de dados experimentais, RAO & COOLEY (1983).

Temperatura, concentração de sólidos solúveis e partículas em suspensão são algumas das variáveis importantes no comportamento reológico de suco de laranja concentrado e, dessa forma serão estudadas neste trabalho, exceto partículas em suspensão.

II.2.4.1. Modelos reológicos empíricos

A mecânica dos fluidos não-newtonianos é uma engenhosa combinação de teoria e empirismo, entrelaçados com modelos e hipóteses, mas não tem alcançado o mesmo estágio de generalização e abrangência que para os fluidos newtonianos. Enquanto a equação da continuidade e da energia é a mesma tanto para fluidos newtonianos e não-newtonianos, a equação de quantidade de movimento depende da relação entre tensão de cisalhamento e taxa de deformação.

O comportamento reológico dos fluidos é definido pela equação de estado:

$$\tau = f(\dot{\gamma}) \quad (II.10)$$

onde:

τ é a tensão de cisalhamento medida em Pa,

$\dot{\gamma}$ é a taxa de deformação medida em s^{-1} .

A função principal de um modelo reológico é representar matematicamente a relação entre os valores experimentais de τ e $\dot{\gamma}$, para um determinado fluido e assim permitir o tratamento analítico do escoamento desses materiais. Esses modelos baseiam-se em aspectos fenomenológicos ou teóricos relacionados com a estrutura do fluido. São úteis para relacionar propriedades reológicas de um fluido com grandezas práticas como concentração, temperatura, etc. Esse conhecimento é indispensável no controle de qualidade, controle de processos e no projeto e dimensionamento de equipamentos e processos.

Quando se trata de suspensões, surgem muitas dificuldades adicionais na modelagem desses problemas, pois a forma, distribuição de tamanho de partículas, a natureza do fluido e as características físico-químicas dos constituintes, exercem uma influência fundamental nas propriedades reológicas do suco de laranja. Os modelos mais utilizados são: de Ostwald-de-Waele, Mizrahi e Berk; Herschel-Bulkley, Powell-Eyring e Casson.

Dados reológicos podem fornecer informações essenciais para muitas aplicações, como projetos e otimização de equipamentos e processos (RAO & RIZVI, 1986) e avaliação sensorial (SHARMA & SHERMAN, 1973). Tipos de evaporadores, controle de alimentação e taxas de transferência de calor são todos afetados pela viscosidade e outras características do produto. As equações de transferência de calor para um evaporador contêm um termo de viscosidade acrescido para fração de energia. Altas taxas de cisalhamento são utilizadas em evaporadores modernos para reduzir a viscosidade, aumentando a transferência de calor e assim reduzindo o gasto de energia (SARAVACOS, 1970). Resfriadores reduzem a temperatura do concentrado da saída do evaporador para temperatura do tanque de armazenamento. O abaixamento da temperatura previne a separação e estratificação do suco no tanque (CRANDALL et alii, 1982). A viscosidade aumenta drasticamente com a redução da temperatura do concentrado e essa adversidade afeta a remoção de calor, consumo de energia e a performance da operação.

II.2.4.2. Influência da temperatura

A relação de Arrhenius tem sido usado para descrever o efeito da temperatura sobre a viscosidade aparente de fluido não-newtoniano:

$$\eta = \eta_{\infty} \exp (E_a / RT) \quad (\text{II.11})$$

onde:

η_{∞} é uma constante (Pa-s),

T é a temperatura absoluta (°K),

E_a é a energia de ativação para escoamentos viscosos (J / g mol),

R é a constante dos gases.

A equação também se aplica para viscosidade aparente e para o índice de consistência K da lei da potência, (ZAPICO et alii, 1989).

A energia de ativação aumenta com o teor de açúcares e decresce com o teor de polpa, RAO, (1987). Suco de laranja concentrado com 65 °Brix tem alto teor de açúcar e baixo teor de polpa (<7,1%), portanto tem E_a de aproximadamente 10,7 Kcal / g mol. A diluição de 65 °Brix para 52 °Brix mostra um correspondente decréscimo da E_a , enfatizando o efeito do teor de açúcar sobre a E_a , VITALI & RAO (1984b). A ordem de grandeza da energia de ativação indica a dependência da viscosidade com a temperatura, assim, um fluido que possui alta energia de ativação apresenta grande variação da viscosidade com a temperatura e vice-versa, (TELIS, 1992). VITALI & RAO (1984a,b) relatam que a E_a aumenta com o decréscimo do teor de polpa, comportamento pseudoplástico e temperatura. Em sucos com alto teor de polpa, a temperatura tem efeito menor sobre a viscosidade aparente, (SARAVACOS, 1970).

Uma combinação entre os modelos reológicos e a equação de Arrhenius são úteis na aplicação em cálculos de operações que envolvem transferência de calor.

II.2.4.3. Influência da concentração

A viscosidade de fluidos alimentícios aumenta com o aumento da concentração de sólidos. Esse fato está ligado a dois aspectos interdependentes: o primeiro deve-se à redução de fluido para a lubrificação inter-molecular, com conseqüente aumento do atrito; o segundo aspecto relaciona-se com a formação de hidratos pelos íons e moléculas, em altas concentrações, isto porque o solvente não é mais suficiente para saturar todas as moléculas, e essas começam a formar agregados, (TELIS, 1992).

A variação da viscosidade com o teor de sólidos solúveis pode ser descrita por diferentes expressões. Geralmente são do tipo potencial ou exponencial (RAO et alii, 1984; VITALI & RAO, 1982 e IBARZ et alii 1989).

$$\eta = a C^b \quad (II.12)$$

Na equação a e b são constantes e C a concentração em °Brix.

De acordo com os valores dos coeficientes de regressão obtidos, por IBARZ et alii (1994), o modelo exponencial descreve bem o efeito dos sólidos solúveis sobre a viscosidade do suco de laranja clarificado. Foi também observado que o parâmetro b decresce com o aumento da temperatura, o qual indica que o efeito da temperatura sobre a viscosidade é mais pronunciada a baixas temperaturas.

O mesmo comportamento é verificado quando substituem-se os valores da concentração por correspondentes valores de atividade de água. Neste caso, o modelo da potência ajustou-se melhor aos dados experimentais, IBARZ et alii (1994).

II.3. HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE CALOR PARA FLUIDOS EM TUBOS CIRCULARES.

Muitos fluidos processados na indústria de alimentos têm comportamento não-newtonianos e uma grande porcentagem tem comportamento do tipo pseudoplásticos, como o caso do suco de laranja, que é objeto desse estudo. Esses fluidos são caracterizados pela não linearidade observada entre a tensão de cisalhamento e taxa de deformação. Os reogramas para muitos desses fluidos pseudoplásticos são facilmente representados pela equação da lei da potência ou modelo empírico de Ostwald-de-Waele (CHRISTIANSEN & CRAIG, 1992).

$$\tau = K \dot{\gamma}^n \quad (II.13)$$

Isto se deve, principalmente, à sua simplicidade e aplicabilidade para uma grande variedade de fluidos e ampla utilização em cálculos de engenharia. Visto que, muito fluidos não-newtonianos têm relativamente valores altos de viscosidades, e os fluidos não newtonianos altamente viscosos são muitas vezes processados em regime laminar. Um estudo da literatura indica, que os métodos para predizer transferência de calor para fluidos pseudoplásticos em escoamento laminar, podem não incorporar adequadamente o efeito da dependência da viscosidade-temperatura.

II.3.1. ESCOAMENTOS ISOVISCOSOS

Hidrodinâmica - O perfil de velocidade, em escoamento isotérmico laminar, tem a forma de uma parabolóide. A solução analítica da hidrodinâmica do escoamento plenamente desenvolvido, para o caso isoviscoso de fluidos pseudoplástico é a seguinte STREETER & WYLIE (1982):

$$\frac{V_z}{\langle V_z \rangle} = \frac{(3n+1)}{(n+1)} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right] \quad (II.14)$$

$$Q = \frac{\pi^3 R}{(1/n)+3} \left[\frac{(P_o - P_L)R}{2kL} \right]^{1/n} \quad (II.15)$$

Para um fluido newtoniano (n=1) os perfis de velocidade se reduz à equação de Hagen-Poiseuille.

Transferência de calor - Os problemas de transferência de calor mais frequentemente encontrados são aqueles que tratam do resfriamento ou aquecimento de fluidos em tubos. Apesar dos efeitos de entrada afetarem significativamente o desempenho global em escoamentos curtos, estamos também interessados em equipamentos nos quais os efeitos de entrada são desprezíveis. Trabalhos com transferência de calor em escoamento isoviscosos, considerados na literatura, (BALASUBRAMANIAM & SASTRY, 1994; CHRISTIANSEN & CRAIG, 1962 e OLIVER & JENSON, 1964) supõem que o perfil de velocidade não se altera durante a troca de calor. Assim, é possível introduzir o perfil de velocidade conhecido na equação de energia. Com condições de contorno apropriadas, a equação de energia fica apenas com dois termos: convecção de calor na direção do escoamento e condução de calor na direção normal ao escoamento.

As soluções dos problemas de transferência de calor são geralmente apresentadas como coeficiente de transferência de calor h, ou na forma adimensional como número de Nusselt.

$$h = \frac{q}{T - \langle T \rangle} = \frac{-k \frac{\partial T}{\partial r}}{T - \langle T \rangle} \quad (\text{II.16})$$

Sendo $\langle T \rangle$ a temperatura da mistura, definida como:

$$\langle T \rangle \equiv \frac{1}{Q} \int_0^R 2\pi r V_z T dr \quad (\text{II.17})$$

$$Nu = hD/k \quad (\text{II.18})$$

Para temperatura da parede constante, o número de Nusselt médio é mais interessante que o número de Nusselt local. O número de Nusselt médio é definido como:

$$\langle Nu \rangle = \frac{1}{L} \int_0^L Nu dz \quad (\text{II.19})$$

A partir de um balanço de energia e da equação anterior, pode-se deduzir que:

$$\langle Nu \rangle = \frac{\langle V_z \rangle D^2}{4\alpha L} \ln \frac{(T_p - T_o)}{(T_p - T_{mix})} \quad (\text{II.20})$$

Sendo, T_o a temperatura uniforme da entrada do fluido e T_{mix} a temperatura de mistura no final da seção de troca de calor ($z=L$).

O problema de transferência de calor para fluidos em escoamento laminar pode, mediante certas condições, ser tratado por uma análise teórica. Quando essas condições não são satisfeitas, o problema modificado nem sempre pode ser

resolvido por métodos rigorosos. O primeiro trabalho teórico, feito por Graetz, citado por (KWANT et alii, 1973), foi baseado nas seguintes condições:

1 - temperatura do fluido é uniforme e a distribuição de velocidade inteiramente estabelecida para entrada na seção de transferência de calor;

2 - temperatura da parede constante na seção de transferência de calor;

3 - condução de calor só na direção radial;

4 - geração de energia foi desprezada;

5 - viscosidade do fluido constante;

6 - condutividade térmica, calor específico e massa específica do fluido constantes.

As condições de Graetz, 1,2,3 e 4 têm usualmente sido atendidas em trabalhos experimentais, mas as condições 5 e 6 apresentam sérias dificuldades. Sempre que a diferença de temperatura é grande, ocorrem variações na viscosidade do fluido alterando os perfis de velocidade, causando aumento na transferência de calor, quando o fluido é aquecido e redução na transferência de calor quando é resfriado. O efeito é muitas vezes corrigido por meio de um fator empírico sugerido por SIEDER & TATE (1936) que foi também utilizado por (OLIVER & JENSON, 1964).

CHRISTIANSEN & CRAIG, (1962), mostraram que o efeito da variação da viscosidade radial pode ser tratada por um método analítico, substituindo o fator empírico μ_p/μ_m . As soluções computadas são baseadas sobre suposições que a tensão de cisalhamento, taxa de deformação e temperatura são relacionados por uma equação da forma:

$$\tau = k (\gamma \text{ e } E_a / Rt)^n \quad (II.21)$$

Para escoamento de fluido newtoniano, as condições de Graetz não são violadas, mas requerem a consideração a respeito das formas de perfis de velocidade. Assim, PIGFORD, (1955), estudou o efeito das propriedades do

escoamento sobre o gradiente de velocidade na parede do tubo obtendo a equação estendida de L ev eque:

$$Nu = 1,75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} \quad (II.22)$$

para fluidos n o-newtonianos $\delta = (3n + 1) / (4n)$.

Metzner & Gluck, citado por (OLIVER & JENSON, 1964), mostraram que a combina o das duas equa es anteriores, fica incorreta quando n aproxima-se de zero. A corre o para distor o do perfil de velocidade pr prio para varia o radial de viscosidade com a temperatura, foi sugerida da forma:

$$Nu = 1,75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} (\gamma_m/\gamma_p)^{0.14} \quad (II.23)$$

Visto que o  ndice de comportamento para fluidos pseudopl stico normalmente varia pouco com as mudan as de temperaturas. V rios autores citados por (CRISTIANSEN & CRAIG, 1962) mencionam que o termo γ_m/γ_p n o   adequado especialmente para o resfriamento.

A sexta condi o de Graetz   frequentemente invalidada pela varia o da massa espec fica, devido a corrente de convec o no movimento do fluido. Isto   muito pronunciado quando o di metro do tubo e a diferen a de temperatura s o grandes e a viscosidade do fluido   pequena, pois fluidos newtonianos s o pouco viscosos, o efeito da convec o natural tem sido ignorado em condi es de tubos, o efeito pode ser grande de fato. O caso combinado de convec o livre e for ada em tubos verticais foi analisado, para fluidos newtonianos, por PIGFORD (1955), o trabalho fornece uma equa o te rica.

A literatura mostra claramente que a influ ncia direta de fluido n o-newtoniano sobre transfer ncia de calor em escoamento laminar   usualmente pequena em rela o a erros experimentais, varia o de viscosidade e influ ncia da convec o natural.

Segundo OLIVER & JENSON (1964), no comportamento de fluido n o-newtoniano   not vel que a viscosidade aparente diminui com a temperatura,

indicando uma mudança estrutural de natureza reversível. Essas mudanças também resultam em aumento do comportamento não-newtoniano com aumento da temperatura

No caso de escoamento laminar isoviscoso, os números de Nusselt são função apenas da distância adimensional axial de entrada, que é dada pelo número de Graetz definido como:

$$Gz^* = \frac{\alpha z}{\langle V_z \rangle D^2} \quad (II.24)$$

Segundo (TELIS, 1992), na maioria dos trabalhos o número de Graetz é definido como o inverso dessa quantidade ($1/Gz^*$), portanto:

$$Gz = (\pi/4) (D/L) Re Pr = \pi/4 Gz^* \quad (II.25)$$

Dois métodos têm sido aplicados para calcular o perfil de temperatura e o número de Nusselt para escoamento com temperatura da parede constante.

A solução encontrada por Graetz em 1885, (citado por OLIVER & JENSON, 1964), através de separações de variáveis, é utilizada para resolver a equação de energia, com as condições iniciais e de contorno apropriadas. Dessa forma, obtém-se a seguinte expressão para o perfil de temperatura:

$$\theta_o = \sum_{n=1}^{\infty} C_n Y_n(\xi) \exp(-2\beta_n^2 Gz^*) \quad (II.26)$$

onde θ_o é o perfil de temperatura adimensional, dado por:

$$\theta_o = \frac{T_p - T}{T_p - T_o} \quad (II.27)$$

e o índice θ_0 em θ_0 refere-se às condições isoviscosas e $\xi = r/R$.

O trabalho original Graetz apresenta os três primeiros termos β_n e as três primeiras autofunções $Y_n(\xi)$. SELLARS et alii (1956), deram uma valiosa contribuição ao publicarem os dez primeiros termos de β_n e as equações para os cálculos de $Y_n(\xi)$.

Para encontrar os valores da constante C_n , a autofunção $Y_n(\xi)$ e o autovalor β_n , para o caso de temperatura da parede constante e fluido pseudoplástico, pode mencionar os trabalhos WHITEMAN & DRAKE (1958); LYCHE & BIRD (1956) e COTTA & OZISIK (1986). E também para fluidos de pronunciada pseudoplasticidade e dilatantes os trabalhos de GOTTIFREDI & FLORES (1985) e RICHARDSON (1979) que consideraram a dissipação viscosa.

Segundo TELIS (1992), a solução obtida por separação de variáveis necessita de um número cada vez maior de autovalores e autofunções para sucessivas diminuições de valores de Gz^* . No entanto, para valores de Gz^* pequenos, pode-se obter soluções aproximadas, assintóticas, assumindo que a transferência de calor se restringe à fina camada de fluido adjacente à parede, onde a distribuição de velocidade pode ser considerada linear.

O segundo método para calcular os perfis de temperaturas e os números de Nusselt, foi introduzido por Lévêque, (citado por OLIVER e JENSON, 1964). Baseia-se numa outra condição a ser cumprida, em que a profundidade de penetração de calor é pequena em relação ao raio de curvatura do tubo. Onde o gradiente de velocidade pode ser considerado linear.

A aproximação de Lévêque pode prever valores exatos de número de Nusselt na faixa de $0 < Gz^* < 2 \cdot 10^{-2}$.

Para tubos circulares, o número de Nusselt é dado por:

$$Nu = 0,539 \left(\frac{\alpha z}{gD^3} \right)^{-1/3} \quad (II.28)$$

$$\langle Nu \rangle_o = 0,808 \left(\frac{\alpha z}{gD^3} \right)^{-1/3} \quad (II.29)$$

onde g corresponde ao gradiente de velocidade da parede:

$$g \equiv - \left. \frac{dV_o}{dr} \right|_{r=R} \quad (II.30)$$

KWANT et alii (1973) apresentou os seguintes dados para transferência de calor em escoamento laminar, em dutos com temperatura constante na parede.

$$Nu = 3,66 \left(\frac{1}{n} \right)^{0,13} \quad 0,1 < n < 1 \quad (II.31)$$

$$N_{uo} = 1,018 \left(3 + \frac{1}{n} \right)^{1/3} (Gz^*)^{-1/3} \quad 0 < Gz^* < 3 \cdot 10^{-2} \text{ e } 0,1 < n < 1 \quad (II.32)$$

$$\langle Nu \rangle_o = Nu_{\infty} + \left(\frac{0,050}{Gz^*} \right) \quad Gz^* > 3 \cdot 10^{-2} \text{ e } 0,1 < n < 1 \quad (II.33)$$

Por um balanço de calor, determinou-se a temperatura média da mistura:

$$\langle \theta \rangle = \frac{T_p - T_{mix}}{T_p - T_o} \quad (II.34)$$

II.3.2. ESCOAMENTOS NÃO-ISOVISCOSOS

Através da revisão de literatura foi constatado que poucos estudos tem sido direcionados à compreensão da hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento laminar de fluidos não-iso-viscosos, em comparação aos casos iso-viscosos. A maioria dos estudos estão relacionados à transferência de calor, entretanto o caráter não-iso-viscoso da maioria dos escoamentos reais causam mudanças muito mais acentuadas na perda de carga do que na taxa de transferência de calor. Qualitativamente, pode-se entender o que acontece considerando o caso da temperatura da parede do duto constante. No aquecimento de fluidos reais, a viscosidade na região próxima da parede diminui, proporcionando gradientes de velocidade maiores em relação a região central. Em consequência, a taxa de transferência de calor é aumentada, enquanto que, o gradiente de pressão será derivado do caso isotérmico, calculado na temperatura de entrada do tubo. Para o caso de resfriamento de fluidos reais, a maior viscosidade e menor gradiente de velocidade na parede, irá aumentar a perda de carga e a taxa de transferência de calor será reduzida.

SIEDER & TATE, (1936) propuseram uma relação empírica para corrigir os coeficientes de transferência de calor, quanto à influência da mudança de viscosidade. Esta equação destina-se a tubos circulares e escoamento laminar na região de entrada térmica.

$$\langle Nu \rangle_{am} = 1,86 \left(\frac{\alpha L}{\langle V_z \rangle D^3} \right)^{-1/3} \left(\frac{\eta_m}{\eta_p} \right)^{0,14} \quad (II.35)$$

sendo, η_m a viscosidade média, calculada na temperatura média $(T_o + \langle T_{mix} \rangle)/2$.

Um outro fator, foi apresentado por METZNER et alii (1957), semelhante ao de Sieder e Tate, para escoamento de fluidos não-newtonianos em tubos circulares. O termo que permite correção para variações radiais na consistência do fluido é:

$(\gamma_m/\gamma_p)^{0,14}$, onde γ é dado por:

$$\gamma = 8^{n-1} K [(3n+1) / 4n] \quad (\text{II.36})$$

Para CRISTIANSSEN & CRAIG, (1962), este termo não é adequado, principalmente durante o resfriamento.

Vários autores têm feito estudos teóricos que forneçam correções para variações radiais da viscosidade, embora esses estudos sejam em pequena quantidade.

CRISTIANSSEN & CRAIG (1962) resolveram as equações de energia e da quantidade de movimento, além das perdas de cargas médias para fluidos newtonianos e não-newtonianos, com viscosidade dependente da temperatura, para tubos circulares.

Uma solução numérica para escoamentos não-isotérmicos de fluidos newtonianos, que inclui os termos inerciais de equação do movimento e também a convecção radial, foi desenvolvido por TEST, (1968).

YANG, (1962) trabalhando com escoamento laminar de fluidos newtonianos empregou um procedimento integral para o cálculo do coeficiente de transferência de calor local, velocidade na linha central e fatores de atrito. KWANT et alii, (1973) apresentaram soluções numéricas para escoamento de fluidos newtonianos em tubos circulares.

MCKILLOP et alii (1970) apresentaram soluções numéricas para o fluido de Ostwald-de-Waele dependentes da temperatura, com velocidade uniforme na entrada do tubo.

Uma abordagem do problema de escoamento de fluidos não-newtonianos, com transferência de calor é feita por RICHARDSON, (1987). Este autor apresenta uma solução analítica, para as equações que definem o escoamento de fluidos de Ostwald-de-Waele em dutos com paredes aquecidas com altos números de Graetz, altos números de Pearson e baixos números de Nahme. Isso significa que o escoamento considerado encontra-se em desenvolvimento e que a diferença das temperatura da parede e da entrada são grandes o suficiente para causar variações significativas na viscosidade, ao mesmo tempo em que os efeitos térmicos devido a dissipação viscosa são desprezíveis.

CAPÍTULO III

PROPRIEDADES FÍSICAS DO SUCO DE LARANJA

III.1. MATÉRIA PRIMA

Utilizou-se suco de laranja inacabado, isto é, sem adição dos componentes aromatizantes e óleo essencial, fornecido pela Citrovita Indústria e Comercio Ltda - Catanduva - SP. As concentrações do suco utilizadas neste trabalho foram obtidas retirando amostras em diferentes pontos do processo. Embora, partindo do suco concentrado pela adição de água, os valores da composição e das propriedades determinadas não apresentaram diferenças em relação a concentração do suco obtida diretamente do processo. A composição química, mostrada no quadro III.1, foi determinada segundo métodos da AOAC (1984) e o teor de água foi determinado a 70°C em estufa a vácuo. Foram utilizados sucos com diferentes concentrações de sólidos solúveis (11, 16, 23, 27, 33, 40, 43, 54 e 65°Brix e teores de polpa de 4,11; 6,19 e 9,21%. A concentração de sólidos solúveis foi determinado em refratômetro Abbé e o teor de polpa por centrifugação do suco com 12°Brix a 360 x g, durante 10 minutos, em centrífuga de laboratório modelo HN-S2.

Nas determinações das propriedades físicas, exceto massa específica, e no estudo da hidrodinâmica e da convecção utilizou-se o suco com 6,19% de polpa. Por ser um valor médio utilizado na indústria.

QUADRO III.1 - Caracterização das amostras de suco de laranja.

Amostra	°Brix	Açúcares redutores %	Açúcares totais %	acidez titulável	Teor de polpa %
1	64.9	37.4	58.8	5.63	4.11
2	65.0	36.5	60.7	5.58	6.19
3	65.0	37.7	59.9	5.67	9.21

Pelo que se pode observar os resultados estão dentro de uma faixa, citada em vários trabalhos encontrados na literatura consultada, STOLF et alii (1994).

III. 2. CONDUTIVIDADE TÉRMICA

III.2.1. Método Utilizado

Para medir a condutividade térmica do suco de laranja, utilizou-se a técnica da fonte de calor linear em regime transiente. Uma sonda com fonte linear de energia, similar à de SWEAT (1974), foi construída e calibrada com glicerina. Essa sonda, é constituída de uma agulha hipodérmica de 0,55 mm de diâmetro externo e 3,0 cm de comprimento, dentro da qual foi introduzido um par termoeletrico de cobre-constantan no seu ponto médio e um fio aquecedor de constantan, estendendo-se ao longo de todo comprimento. A relação

comprimento/diâmetro da sonda foi aproximadamente 54, satisfazendo à condição recomendada por BLACKWHEEL (1956).

O sistema de aquisição de dados é formado por uma bancada automatizada por PASSOS et alii, (1990), que consisti de dois circuitos independentes: o circuito do termopar, cujas extremidades são ligadas diretamente a um dos canais de aquisição de dados (modelo HP - 3421 - A), e o circuito do fio aquecedor, conectado em série a uma fonte reguladora de tensão, um resistor de constantan (r valendo cerca de 1 ohm) e um canal atuador da aquisição de dados (canal 0). A aquisição de dados está conectada a um microcomputador tipo IBM - PC XT, através de uma interface IEEE - 488. Através de um programa escrito em turbo-pascal, o canal zero é fechado, energizando a sonda com uma corrente da ordem de 180 mA, que vale por unidade de comprimento da sonda cerca de 3,22 W/m. Após testes, optou-se pelo intervalo de tempo de 1,7 a 4,8 segundos (parte linear da curva), sendo considerados os pontos entre a sexta e a décima sétima medidas de temperatura, que são usados no cálculo da inclinação da reta, temperatura versos \ln do tempo. A sonda foi calibrada com glicerina.

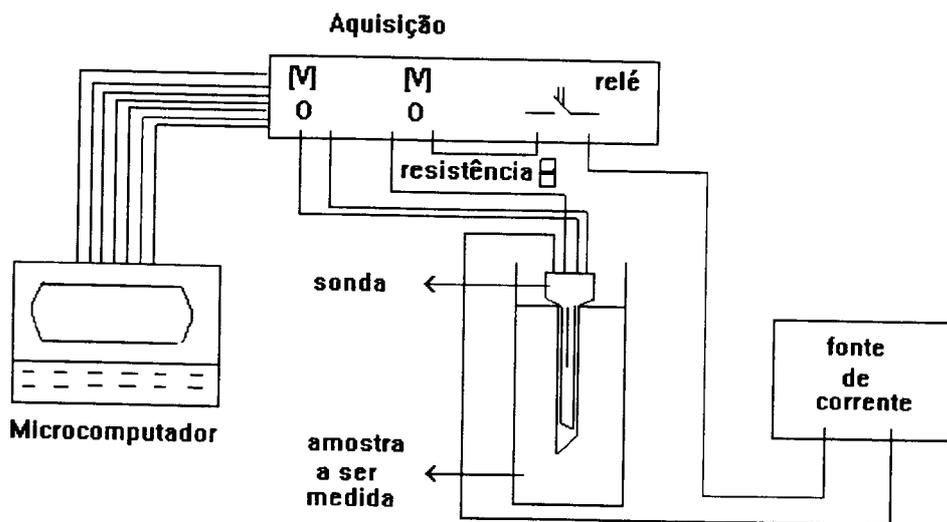


FIGURA III.1 - Sistema de aquisição de dados para determinação da condutividade térmica de suco de laranja.

As amostras permaneceram na sala de medição por um período mínimo de 20 horas, visando obter um equilíbrio térmico destas amostras com o ambiente (25°C). Os valores da condutividade térmica do suco foram obtidos pela média aritmética de trinta repetições.

III.2.2. Resultados Experimentais

A variação da condutividade térmica do suco de laranja em função da concentração, está representada na figura III.2. Observamos que a condutividade térmica diminui segundo uma relação cúbica com o aumento da concentração do suco. Esta relação é representada pela equação:

$$k = 0.5342 + .0033C - 1.7238E-4C^2 + 1.3208E-6C^3 \quad (\text{III.1})$$

O valor do coeficiente de determinação ($R^2 = 0,9964$ e $SD = 0,0044$) indica que a equação polinomial de terceiro grau descreve bem o comportamento dos dados observados.

Relações lineares entre a condutividade térmica e o teor de umidade obtida para vários materiais biológicos, foram citados por (RAO & RIZVI, 1986). Uma relação exponencial foi obtida por LOZANO et alii (1979) para maçã, utilizando o mesmo método de determinação da condutividade térmica, sendo que estes autores concluíram que a condutividade térmica é independente da temperatura, para a faixa de processamento da maçã (22 a 60°C). Para o suco de laranja não foi encontrado nenhum estudo da variação da condutividade térmica com a concentração. O valor da condutividade do suco a 11°Brix é citado por (HAYES, 1987) que varia entre 0,48 a 0,68 W/m°C. O valor encontrado neste trabalho para essa concentração 0,556 W/m°C, está coerente.

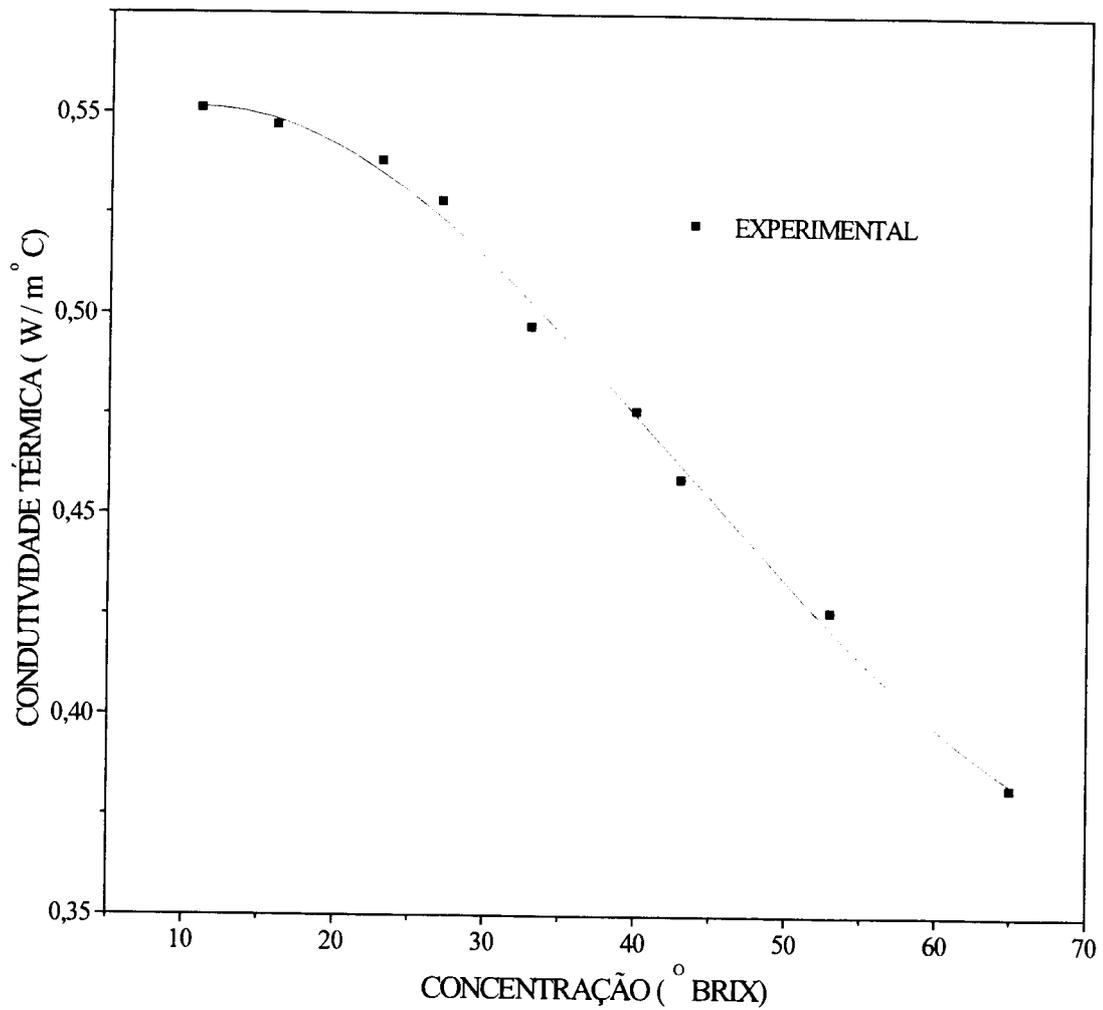


FIGURA III.2 - Condutividade térmica do suco de laranja em função da concentração.

III.3. CALOR ESPECÍFICO

III.3. 1. Método Utilizado

Determinou-se o calor específico do suco de laranja baseado na metodologia

proposta por HWANG & HAYAKAWA (1979). Para tanto, construiu-se um calorímetro empregando um frasco criogênico de capacidade de 1 litro, isolado por lã de vidro e envolvido por um tubo de policloreto de vinil; dentro do qual se colocou um fluido com massa igual a 250g de propriedades térmicas conhecida (água). A temperatura do sistema água-calorímetro foi registrada durante 2 horas. Usando-se destes dados, traçou-se o gráfico da temperatura versus tempo para a identificação do ponto onde iniciou-se uma taxa de perda de calor constante para o ambiente. Da história do calorímetro (curva tempo-temperatura) e usando-se a temperatura inicial do calorímetro, a capacidade térmica foi determinada. Da lei da conservação da energia, a quantidade de calor cedida pela água deve ser igual ao absorvido pelo calorímetro mais a perda de calor do sistema para o ambiente. Em seguida calibrado com glicerina.

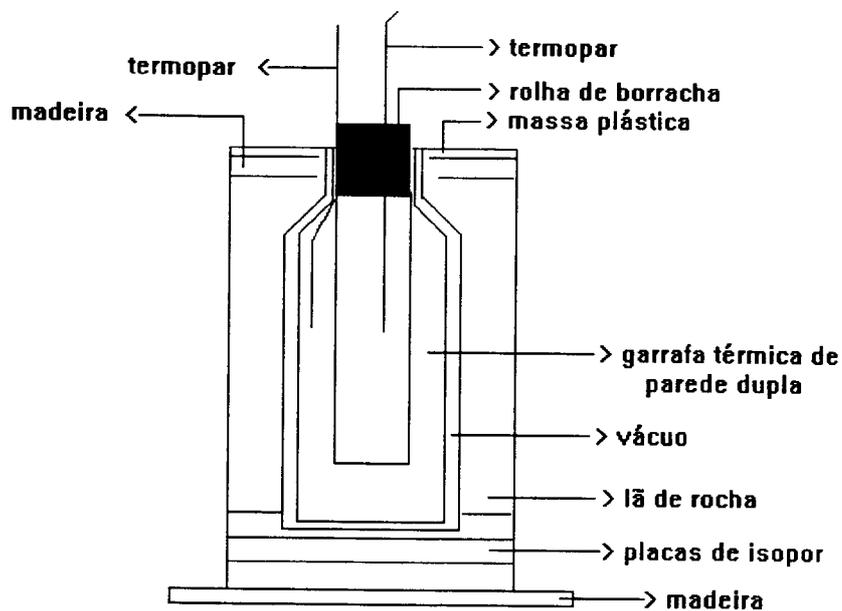


FIGURA III.3 - Esquema do equipamento utilizado para determinar o calor específico do suco de laranja.

O material (suco em várias concentrações) cuja capacidade calorífica é desconhecida, com massa de 150g e temperatura inicial medida, foi introduzida no calorímetro dentro de um tubo de alumínio de 155mm de comprimento e 40mm de diâmetro. O calorímetro foi agitado por 120s, tempo estabelecido em testes

de diâmetro. O calorímetro foi agitado por 120s, tempo estabelecido em testes preliminares, e a evolução da temperatura até o equilíbrio, foi acompanhado por meio de termopares colocados na água e na amostra. Por meio de um balanço global de massa e energia no sistema isolado termicamente, equação II.3, se determina o valor do calor específico.

III.3.2. Resultados Experimentais

Os resultados da variação do calor específico do suco de laranja em função da concentração, está mostrado na figura III.4.

O calor específico variou linearmente com a concentração do suco, segundo a equação:

$$C_p = 4,1713 - 0,0279C \quad (\text{III.2})$$

O valor do coeficiente de determinação ($R^2 = 0,9937$ e $SD = 0,03878$) indica que a equação linear descreve bem o comportamento dos dados experimentais.

Os resultados obtidos apresentam comportamento coerente a outros materiais biológicos, citados no capítulo II. No entanto, não foram encontrado publicações que mostrassem a relação entre o calor específico do suco de laranja e a sua concentração. HAYES (1987) cita o valor do calor específico de 3,89 kJ/kg °C para o suco de laranja a 11°Brix. Para essa concentração encontrou-se um valor de 3,877 kJ/kg°C, o que vem a confirmar a validade do método utilizado.

Uma relação linear entre o calor específico de alguns materiais biológicos e o seu teor de umidade é sugerida por alguns pesquisadores (MORITA & SINGH, 1979, SASSERON, 1984 e WRIGHT & PORTERFIELD, 1970), enquanto outros (SHARMA & THOMPSON, 1973 e VIEIRA & MORAES, 1991), mencionam relações quadráticas.

Podemos relacionar alguns possíveis erros que tenham ocorrido durante a fase experimental: a) agitação do sistema, levando em consideração a energia dissipada por esta agitação e efeito sobre a troca de calor com o meio ambiente e b) interação entre troca de calor calorímetro-ambiente e o tempo necessário para

atingir o equilíbrio.

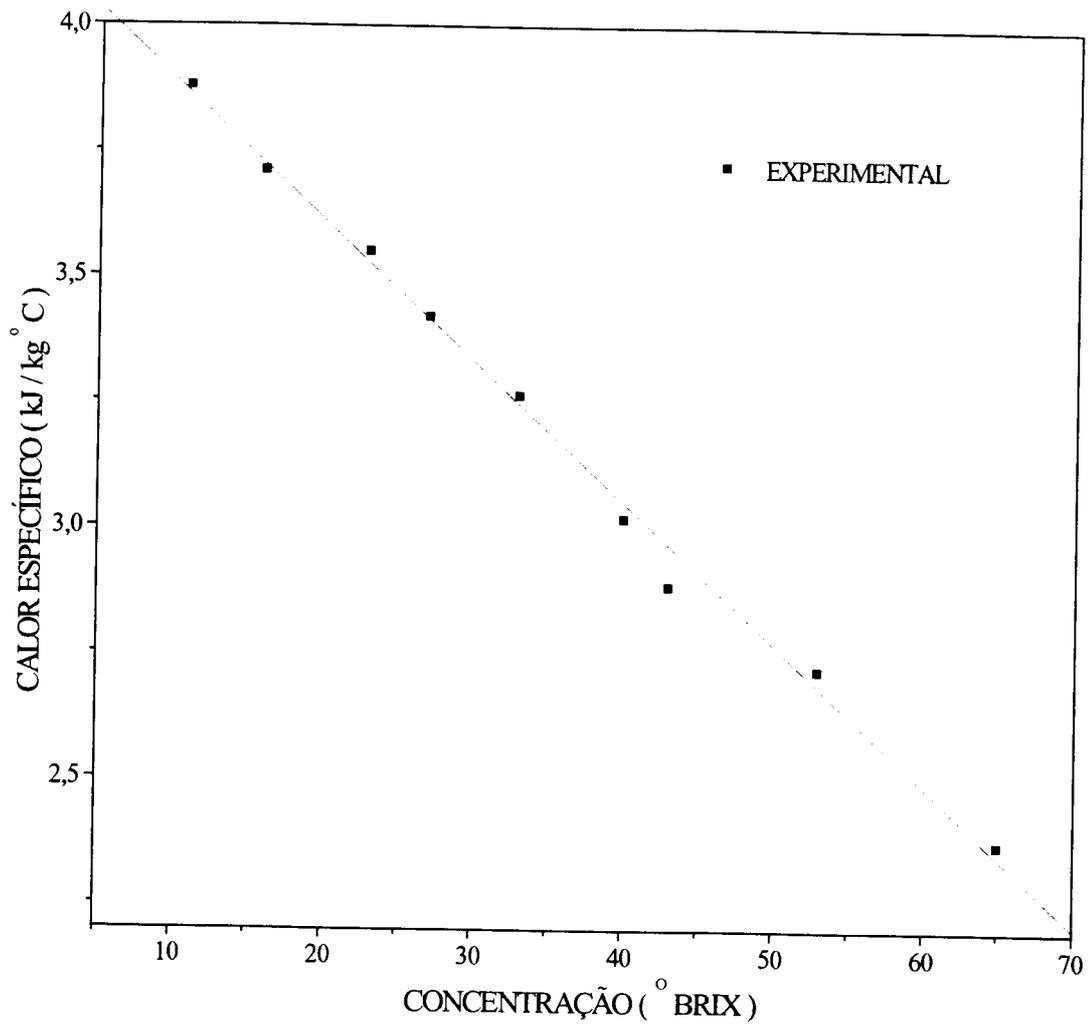


FIGURA III.4 - Calor específico do suco de laranja em função da concentração.

III.4. CALOR LATENTE

III.4.1. Método Utilizado

O calor latente de fusão foi calculado segundo a equação II.6, proposta por LAMB (1976).

III.4.2. Resultados Calculados

Os resultados do calor latente do suco de laranja em função da concentração, estão representados na figura III.4. O calor latente varia linearmente com a concentração do suco de laranja, conforme a equação II.6 utilizada no cálculo.

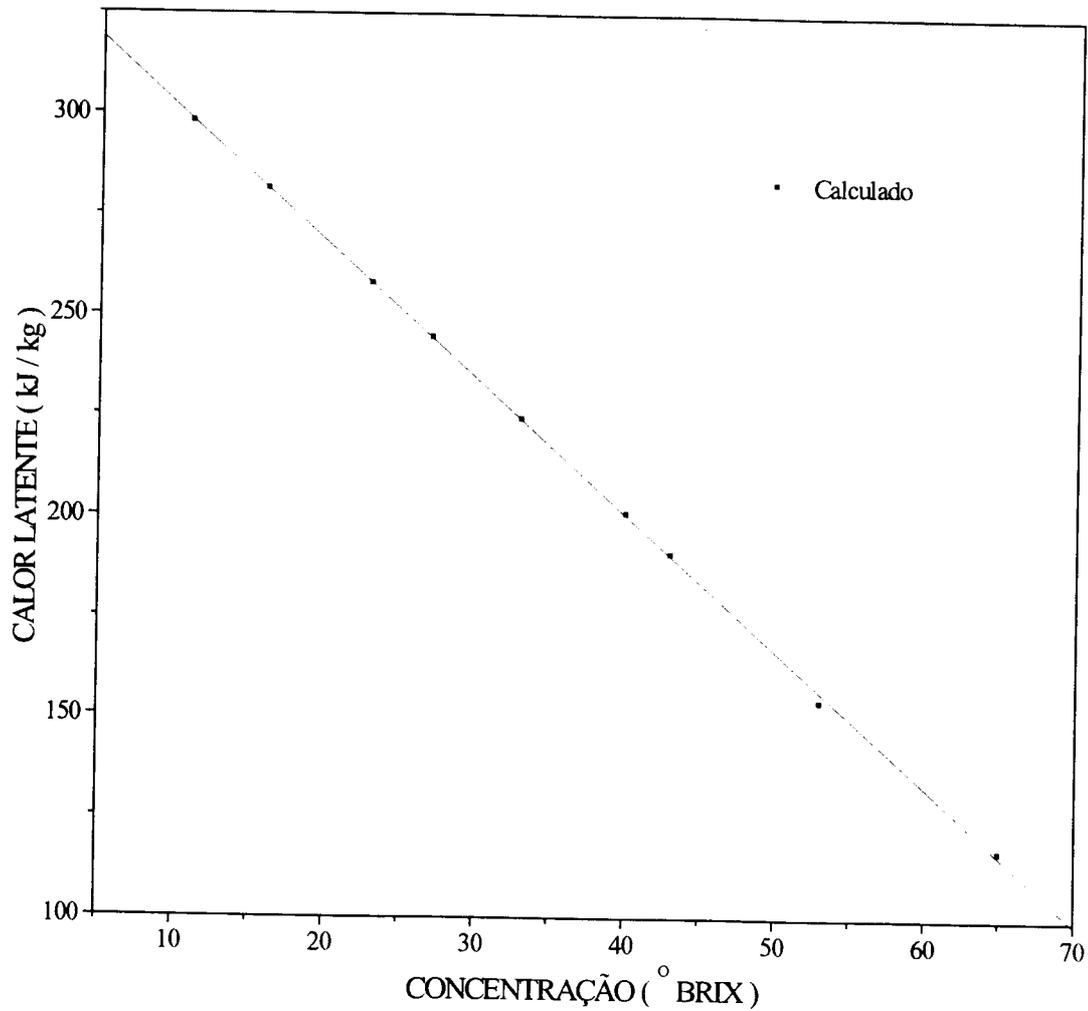


FIGURA III.5- Calor latente de fusão do suco de laranja em função da concentração.

III.5. DIFUSIVIDADE TÉRMICA

III.5.1. Método Utilizado

Foi construído um célula para medir a difusividade térmica, baseada na metodologia proposta por DICKERSON, (1965), que consiste no uso de uma cápsula cilíndrica de alta condutividade térmica; a cápsula foi construída de latão cromado e as tampas de nylon. As dimensões são de 5.08 cm de diâmetro e 31.8 cm de comprimento.

A cápsula é enchida com uma quantidade conhecida do material. Uma vez colocadas as tampas, o sistema foi imerso num banho de temperatura constante com agitação. O banho foi aquecido até 70°C, a uma taxa constante de 1,5°C/min. O aumento da temperatura da parede e do centro da amostra foram registrados por termopares, os quais estão colocados à mesma altura. A cápsula foi calibrada com glicerina. O equipamento está esquematizado na figura III. 6.

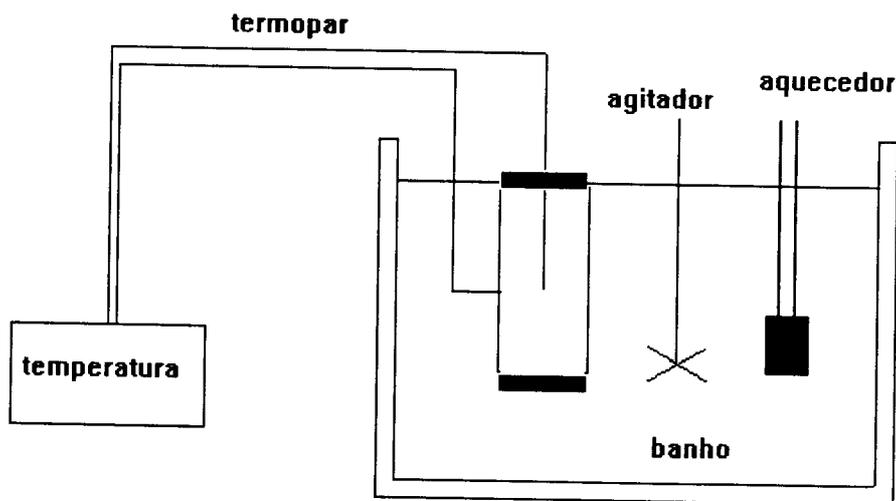


FIGURA III.6. Esquema da célula utilizada para medir a difusividade térmica do suco de laranja.

Graficou-se a temperatura interna e externa contra o tempo, para obter a curva de aquecimento. Para todos experimentos obteve-se diferença constante entre a temperatura externa e interna ao longo do tempo. Desta forma o gradiente

de temperatura dT/dt não é mais dependente do tempo, podendo-se usar a equação II.9, para o cálculo da difusividade térmica da amostra.

III.4.2. Resultados Experimentais

A variação da difusividade térmica do suco de laranja em função da concentração, está representada na figura III.7. Observou-se que a difusividade térmica diminui com a concentração do suco, segundo uma relação cúbica do tipo:

$$\alpha = 1.4199 - 1.2637E-3C + 5.2620E-5C^2 - 1.4864E-6C^3 \quad (\text{III.3})$$

O valor do coeficiente de determinação ($R^2 = 0,9731$ e $SD = 0,0047$) indica que a equação polinomial de terceiro grau descreve bem o comportamento dos dados observados.

Os valores de difusividade térmica encontrados na literatura para o suco de laranja são calculado a partir de valores do calor específico, condutividade térmica e da massa específica. A difusividade térmica de $1,401 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ para o suco a 11°Brix determinado experimentalmente, está próximo ao citado por (HAYES, 1987) $1,37 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, para a mesma concentração, calculado a partir da equação II.2.

III.5. MASSA ESPECÍFICA

III.5.1. Método Utilizado

A massa específica do suco de laranja foi determinada por meio de método físico utilizando um balão volumétrico de 50 ml e temperatura controlada de 25°C , relacionando os pesos de iguais volumes de amostra e da água.

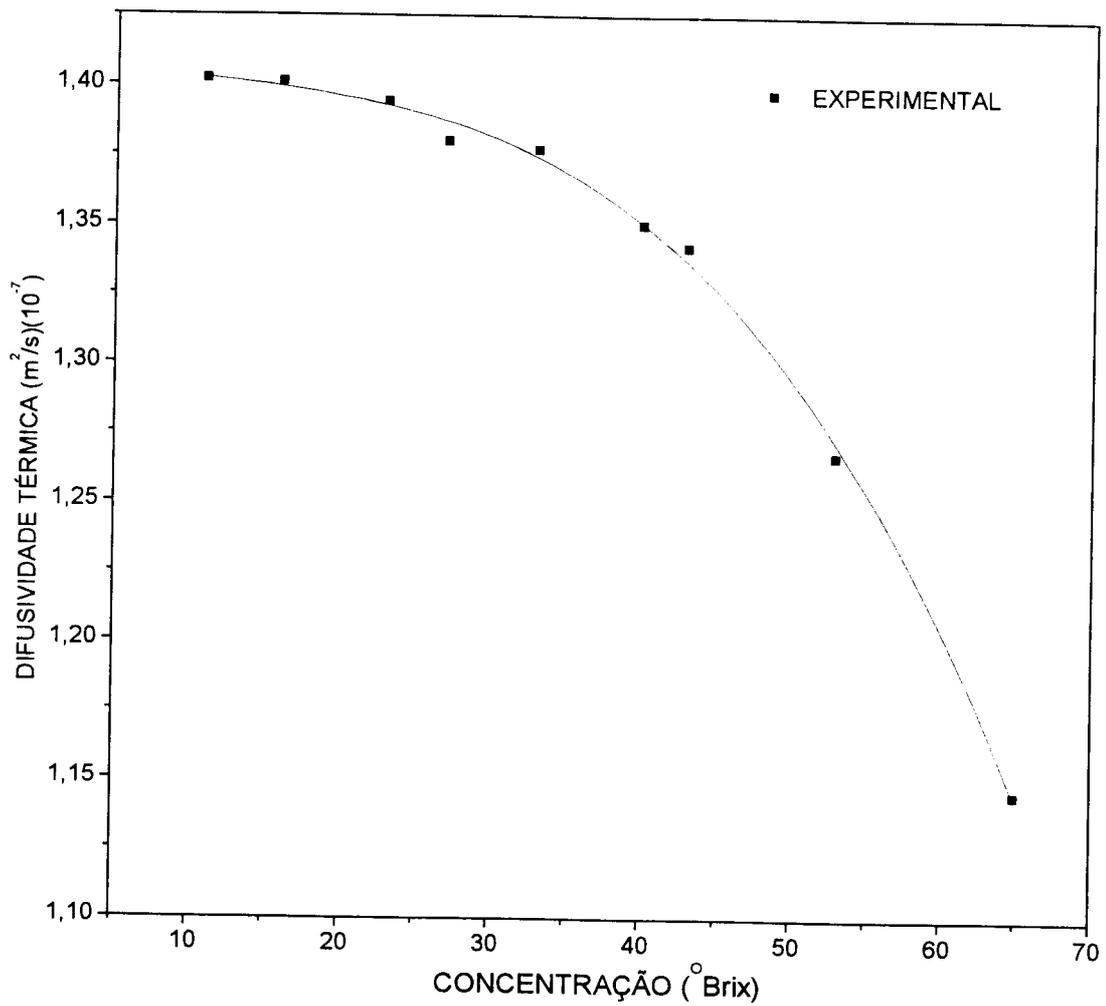


FIGURA III.7 - Difusividade térmica do suco de laranja em função da concentração.

III.5.2. Resultados Experimentais

O quadro III.2 mostra os valores da massa específica em função da concentração de sólidos solúveis e do teor de polpa.

QUADRO III.2- Valores da massa específica (g/cm³) do suco de laranja em função da concentração de sólidos solúveis e do teor de polpa.

Concentração do suco (° Brix)	Teor de polpa no suco (%)		
	4,11	6,19	9,21
11	1,0423	1,0393	1,0313
16	1,0800	1,0520	1,0715
23	1,1920	1,0871	1,0865
27	1,1002	1,0973	1,1030
33	1,1466	1,1437	1,1417
40	1,1740	1,1815	1,1890
43	1,2001	1,2111	1,2118
54	1,2635	1,2565	1,2519
65	1,3297	1,3242	1.3184

Fazendo-se análise de regressão, constatou-se relação linear da massa específica do suco com a concentração de sólidos solúveis. Os valores da massa específica, para teor 6.19% de polpa, são expressos pela equação:

$$\rho = 0.96417 + 0.00548C \quad (III.4)$$

Praticamente, não houve uma variação da massa específica com o aumento do teor de polpa do suco de laranja. Esse comportamento está coerente com o mencionado por STOLF et alii, (1974).

III.6. COMPORTAMENTO REOLÓGICO

III.6.1. Reômetro Utilizado

Nas determinações experimentais utilizou-se um reômetro marca Rheotest modelo 2.1. Este reômetro é do tipo rotacional, de cilindros concêntricos, com o cilindro interno móvel. O equipamento possui um dispositivo que permite a variação de velocidade angular do cilindro interno entre 0 e 790 rpm. O reômetro é equipado com uma camisa termostática, situada ao redor do cilindro externo e em cujo interior circula uma solução de etileno glicol para o resfriamento e água para o aquecimento. O Rheotest modelo 2.1 possui seis tipos de cilindros internos denominados: N, H, Z, S1, S2 e S3 com diferentes dimensões geométricas, os quais são utilizados de acordo com a viscosidade do material. Neste trabalho utilizou-se o cilindro interno tipo S, por tratar-se de um fluido de viscosidade adequada a esse tipo de cilindro, através de testes preliminares.

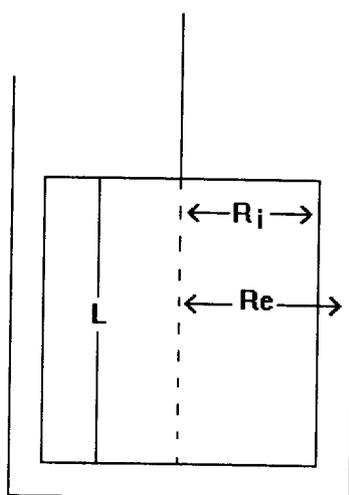
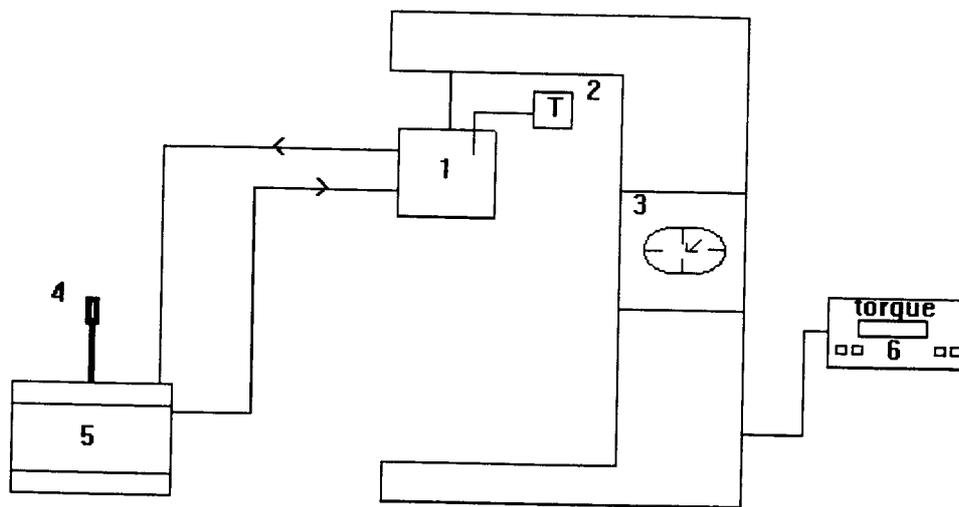


Figura. III.8 - Dimensões do reômetro de cilindros concêntricos



1. célula de medida,
2. indicador de temperatura,
3. variação de velocidade angular,
4. controlador de temperatura,
5. banho termostático,
6. indicador de torque.

Figura III.9 - Esquema do reômetro utilizado.

O procedimento a ser seguido para a construção da curva reológica foi o seguinte:

- 1- obter as medidas de torque e velocidade angular na faixa desejada;
- 2- converter o torque à tensão de cisalhamento na parede do cilindro interno; pela seguinte equação:

$$\tau = \frac{\Pi}{2 \pi R_i^2 L} \quad (\text{III.5})$$

onde: Π é o torque em um determinado raio que é dado por:

$$\Pi = 2 \pi r L r \tau \tag{III.6}$$

R_i é o raio do cilindro interno

L é o comprimento do cilindro

3- Efetuou-se uma regressão linear pelo método dos mínimos quadrados, da tensão de cisalhamento (τ) em função da velocidade angular (Ω), para determinação dos parâmetros reológicos do suco de laranja. O coeficiente de consistência aparente (K') e o coeficiente angular nos deu o índice de comportamento do fluido (n).

4. Com o índice de comportamento do fluido calculou-se a taxa de deformação por meio da equação abaixo, isto é válido, quando o termo ($M \ln \varepsilon$) se situa entre 0,2 e 1,0, segundo KRIEGER & ELROD (1953):

$$\gamma = \left[\frac{\Omega}{\ln \varepsilon} \right] \left[1 + M \ln \varepsilon + \frac{\ln^2 \varepsilon}{3} + \frac{\ln^2 \varepsilon}{3} \times \frac{dM}{d \ln \tau} \right] \tag{III.7}$$

onde:

$$\tau = \Pi / 2\pi R^2 h \tag{III.8}$$

$$\Omega = v / r \tag{III.9}$$

$$M = 1/n = d \ln \Omega / d \ln \tau \tag{III.10}$$

$$\varepsilon = R_e / R_i \tag{III.11}$$

Ainda, segundo estes autores, quando o termo ($M * \ln \varepsilon$) é menor que 0,2, a taxa de deformação pode ser obtida através da equação:

$$\gamma = (\Omega / \ln \varepsilon) (1 + M \ln \varepsilon) \quad (\text{III.12})$$

5. Novamente faz-se uma regressão linear entre $\ln \tau$ (tensão de cisalhamento) versus $\ln \dot{\gamma}$ (taxa de deformação) e obtem-se novo índice de consistência aparente (K). O índice de comportamento do fluido (n) obtido apresenta o mesmo valor do anterior.

A partir das equações (III.7) e (III.10) obteve-se as curvas reológicas sem utilizar qualquer modelo reológico. Estas curvas, nos permitiram, classificar o suco de laranja como não-newtoniano com comportamento pseudoplástico. Verificou-se, a partir de então, que o modelo de Ostwald-de-Waele adaptou-se bem para este fluido. A opção por este modelo, deve-se também pela sua simplicidade de uso, aplicabilidade para uma grande variedade de fluidos e ampla utilização em cálculos de engenharia.

Os parâmetros K e n deste modelo foram obtidos a partir dos dados experimentais.

III.6.2. Resultados Experimentais

Os dados reológicos são apresentados e discutidos de forma prática para a aplicação em cálculos de engenharia, na ordem:

1. comportamento reológico do suco e sua dependência da temperatura.
2. comportamento reológico do suco e sua dependência da concentração.

A tabela III.2 apresenta os valores calculados dos parâmetros n e K do modelo de Ostwald-de-Waele para o suco de laranja nas concentrações de 65, 53 e 43°Brix. Os coeficientes de regressão oscilam dentro da faixa de 0,9789 a 0,9988.

O comportamento reológico do suco de laranja pode ser verificado nas figuras III.10 a III.16. Nas figuras III.10, III.11, e III.12 observa-se a não linearidade dos pontos. Portanto, o suco de laranja nas concentrações de 43, 53 e 65°Brix, temperaturas e taxas de deformações estudadas, comporta-se como fluido não-newtoniano com comportamento pseudoplástico.

Nas figuras III.13, III.14 e III.15, verificamos que a medida que a taxa de deformação aumenta até 40 s^{-1} , a viscosidade diminui rapidamente. A partir

Tabela III.2 - Parâmetros reológicos do modelo de Ostwald-de-Waele de suco de laranja em função da concentração.

Concentração do suco	Temperatura (° C)	n	K (Pa * s ⁿ)
65°Brix	0	0.4752	34.4044
	5	0.4766	28.0183
	10	0.4662	23.4546
	25	0.4736	12.7229
	40	0.4725	7.7023
	50	0.4703	5.3153
53°Brix	0	0.5676	6.1408
	5	0.5608	5.6485
	10	0.5598	4.8137
	25	0.5637	2.6091
	40	0.5660	1.7024
	50	0.5659	1.1182
43°Brix	0	0.6629	1.8232
	5	0.6687	1.5673
	10	0.6585	1.0672
	25	0.6619	0.5977
	40	0.6625	0.2306
	50	0.6712	0.1142

ponto, ocorre uma ligeira queda no valor da viscosidade. Admitimos que o suco de laranja tem menor valor da viscosidade aparente quando submetido a agitação crescente. Os valores da viscosidade do suco de laranja nas concentrações estudadas, estão coerentes com aqueles apresentados por CRANDALL et alii (1982); MIZRAHI & BERK (1970) e VITALI & RAO (1984b).

A. Efeito da temperatura nos parâmetros Reológicos

A figura III.16, mostra o efeito da temperatura sobre a viscosidade do suco para diferentes concentrações a uma taxa de deformação de $\dot{\gamma} = 121,45s^{-1}$. Esse valor foi escolhido por estar dentro da faixa da maior parte dos processos industriais e ser usado na maioria dos trabalhos da literatura, permitindo uma comparação com os mesmos. Os valores de K para as concentrações de 65, 53 e 43°Brix, são expressos nas relações abaixo respectivamente.

$$K(T) = 33,780 \exp -3,72 \times 10^{-2} (T - T_0) \quad (III.13)$$

$$r^2 = 0,9995$$

$$K(T) = 6,483 \exp -3,46 \times 10^{-2} (T - T_0) \quad (III.14)$$

$$r^2 = 0,9981$$

$$K(T) = 1,974 \exp -5,47 \times 10^{-2} (T - T_0) \quad (III.15)$$

$$r^2 = 0,9952$$

onde: T_0 é a temperatura de referência a 0°C

A relação de Arrhenius, equação II.11, também tem sido usada para descrever o efeito da temperatura sobre os parâmetros reológicos. A energia de ativação aumenta com a concentração de sólidos solúveis. Para o suco com 65° Brix a E_a é igual a 10,4 Kcal/mol, valor próximo ao encontrado por VITALI & RAO (1984b) e CRANDALL et alii (1988). Para 53 e 43°Brix os valores da E_a foram de

7,7 e 6,5 respectivamente, diminuindo com a concentração, o que está de acordo com (RAO, 1987; VITALI & RAO, 1984b e IBARZ et alii 1994).

As figuras III.13, III.14 e III.15 mostram caracteristicamente que a medida que a temperatura decresce, aumenta o índice de consistência (K). O comportamento das curvas indica que o índice de comportamento do suco (n), praticamente não se alterou para as diversas temperaturas analisadas, o mesmo pode ser observado no quadro II.2. Os dados têm uma tendência similar aos encontrados por outros pesquisadores, para o suco de laranja, inclusive para outros sucos (SARAVACOS, 1970 e IBARZ et alii, 1994).

E finalmente, a figura III.16 mostra que a viscosidade diminui com o aumento da temperatura na mesma faixa da taxa de deformação. Em termos gerais, quanto mais alto for o coeficiente de viscosidade tanto mais se verá afetado pela temperatura.

B. Efeito da concentração nos parâmetros reológicos

O efeito da concentração sobre K no suco de laranja a 65, 53 e 43°Brix, a temperatura de 25°C é expresso pela relação abaixo:

$$K(C) = 4,767 \times 10^{-13} C^{7,4} \quad (III.16)$$

$$r^2 = 0,9996$$

O efeito da concentração sobre n no suco de laranja a 65, 53 e 43°Brix, a temperatura de 25°C é expresso pela relação abaixo:

$$K(n) = 13,929 C^{-809} \quad (III.17)$$

$$r^2 = 0,9995$$

De acordo com os valores de regressão obtidos, o modelo da potência descreve bem o efeito dos sólidos solúveis sobre os parâmetros reológicos desse suco. A mesma conclusão é observada por (IBARZ et alii 1994).

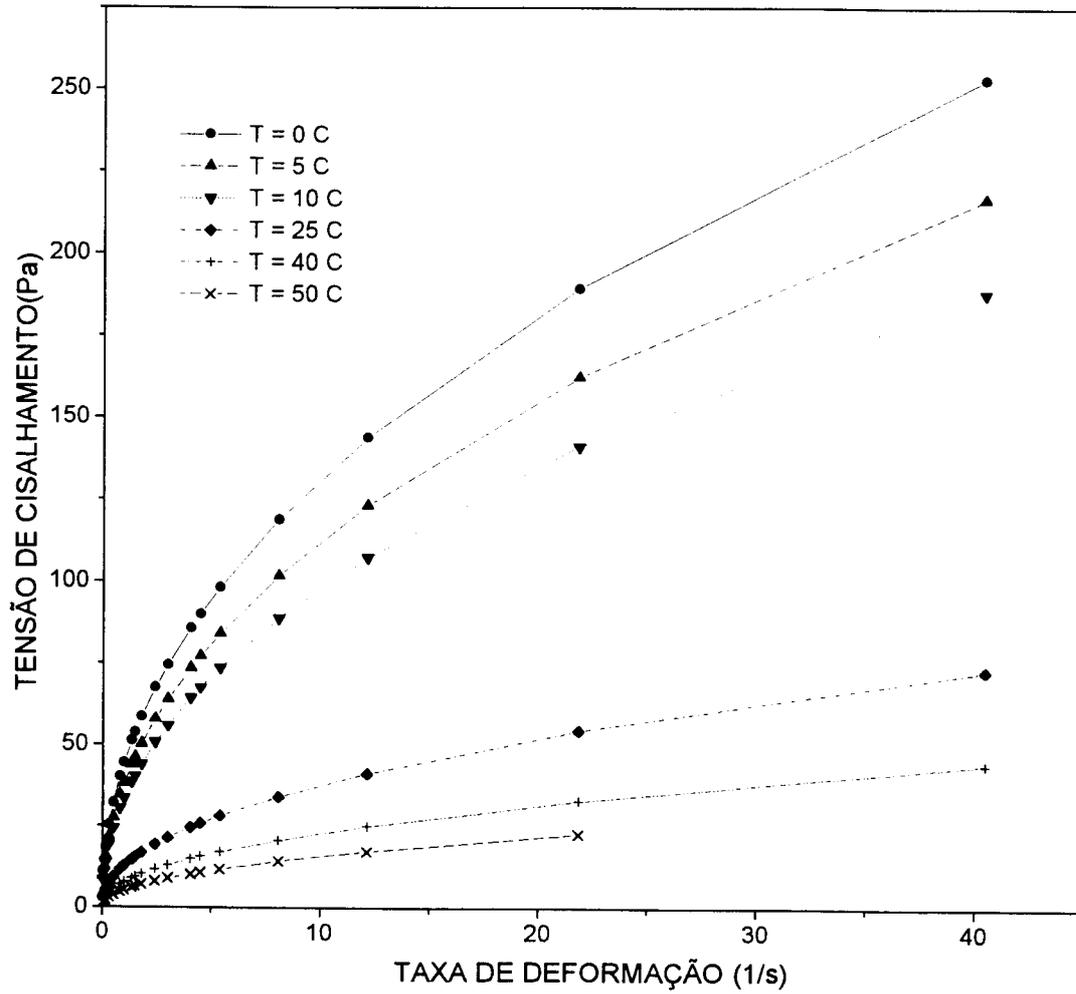


FIGURA III.10 - Influência da temperatura na reologia do suco de laranja a 65°Brix.

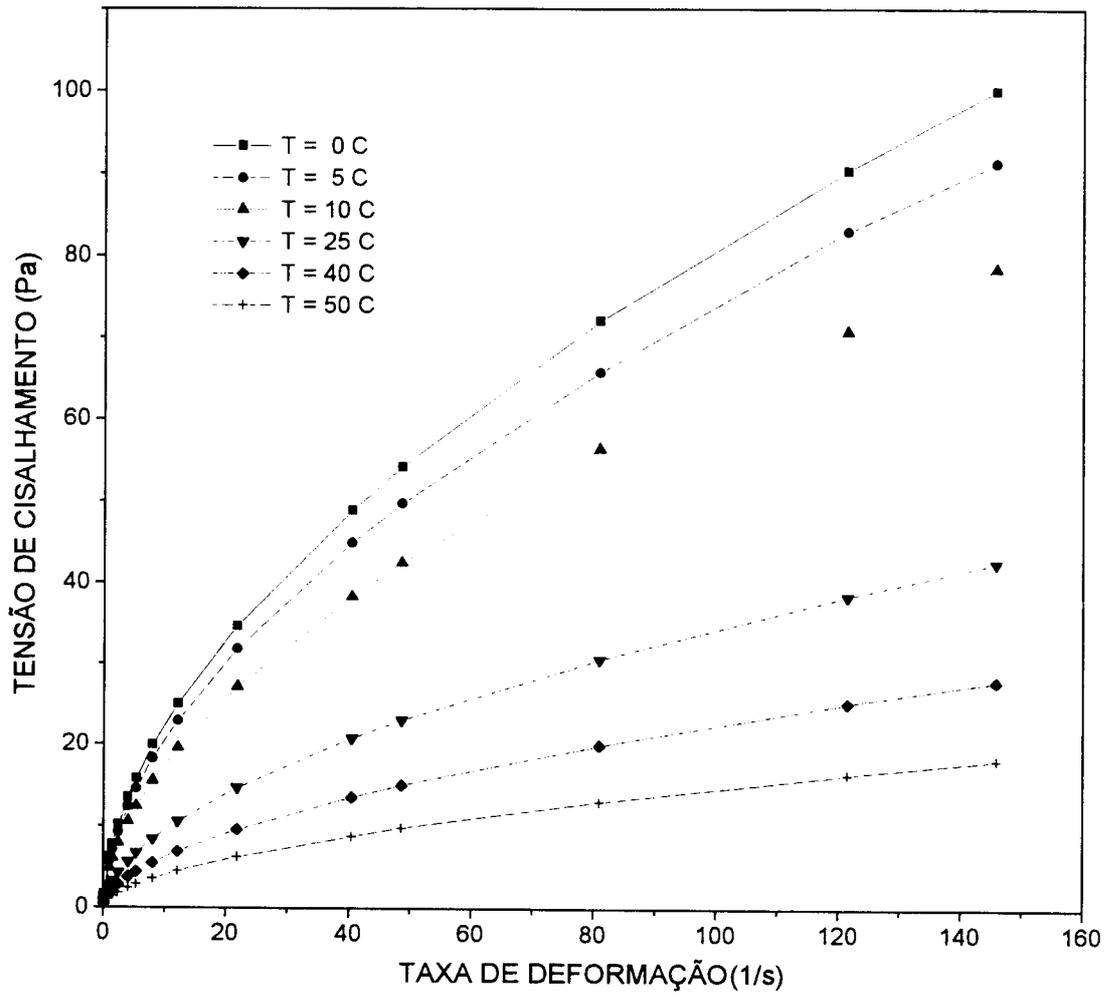


FIGURA III.11 - Influência da temperatura na reologia do suco de laranja a 53°Brix.

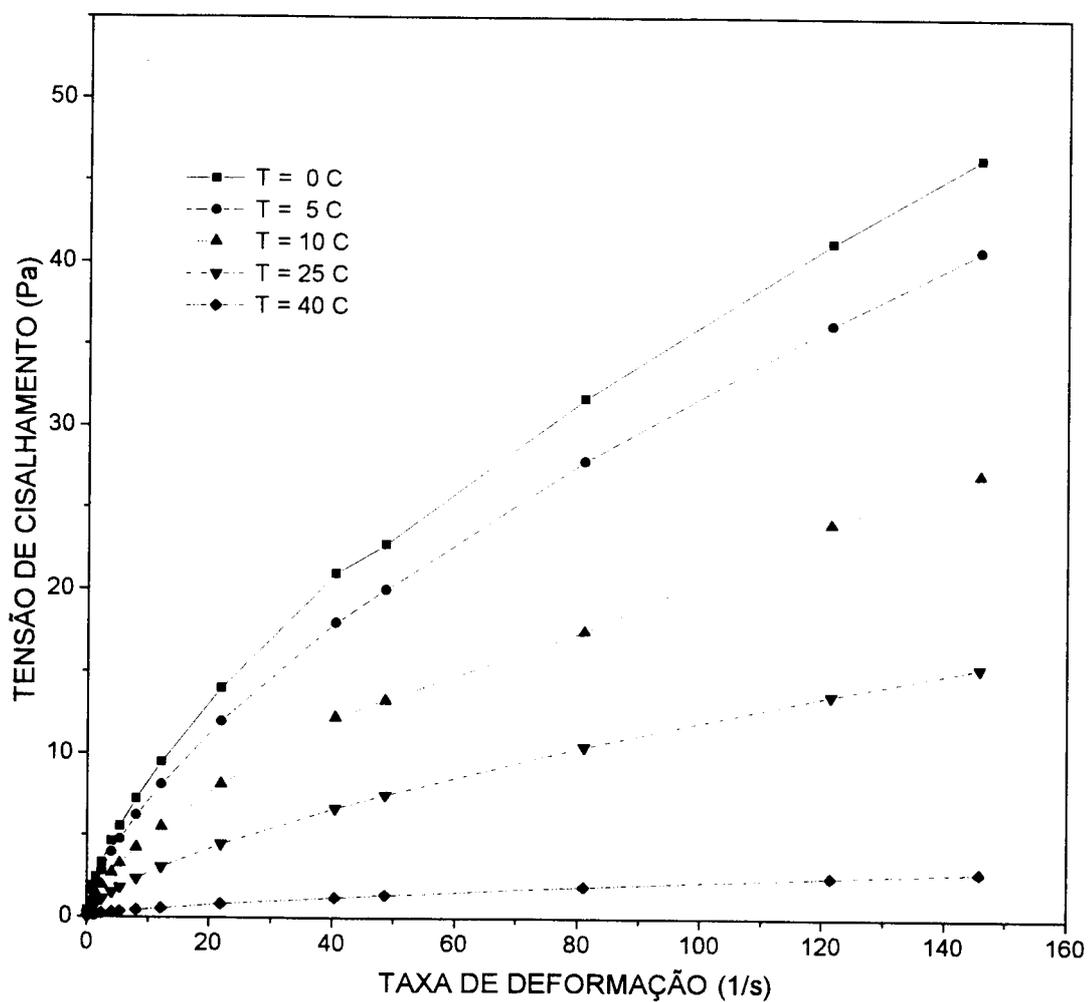


Figura III.12 - Influência da temperatura na reologia do suco de laranja a 43°Brix.

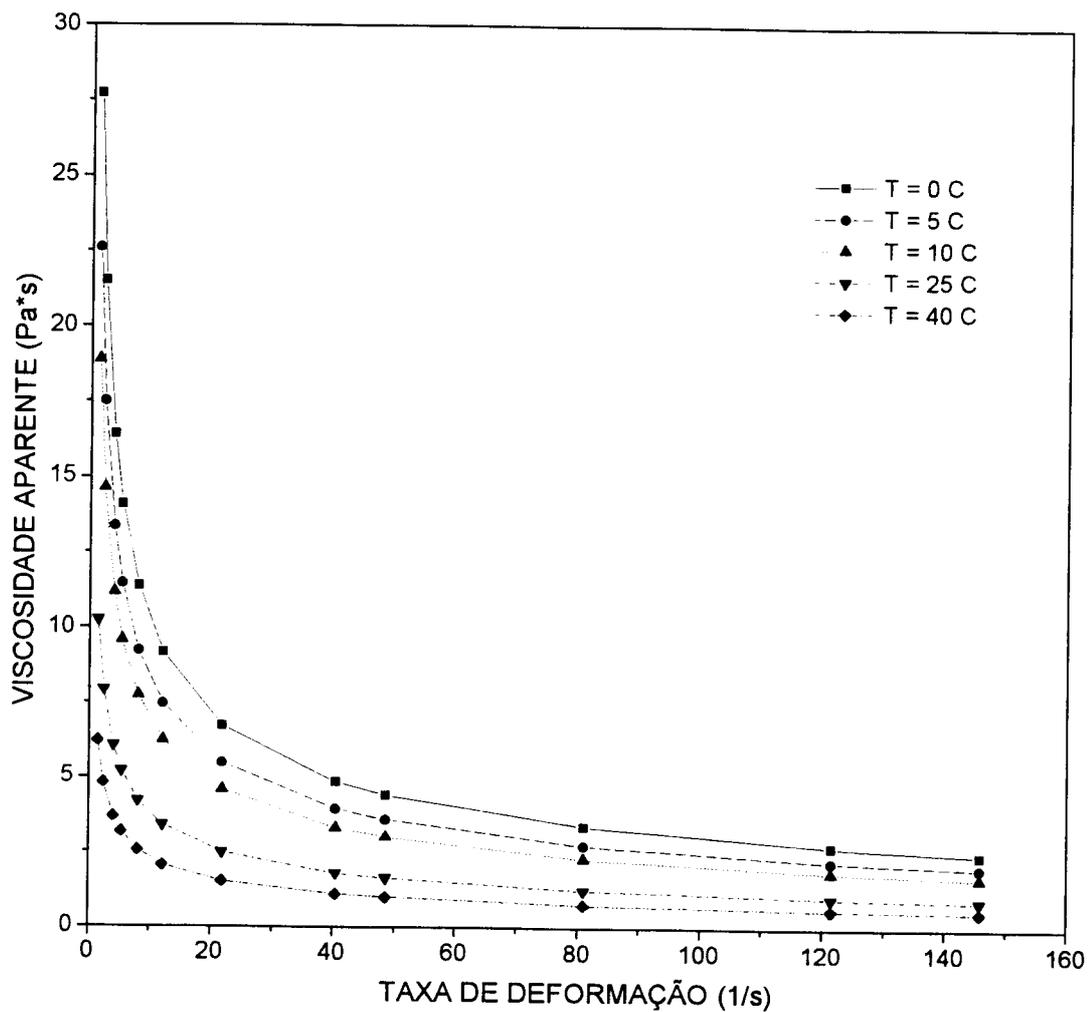


FIGURA III.13 - Viscosidade aparente em função da taxa de deformação, para diferentes temperaturas do suco de laranja a 65°Brix.

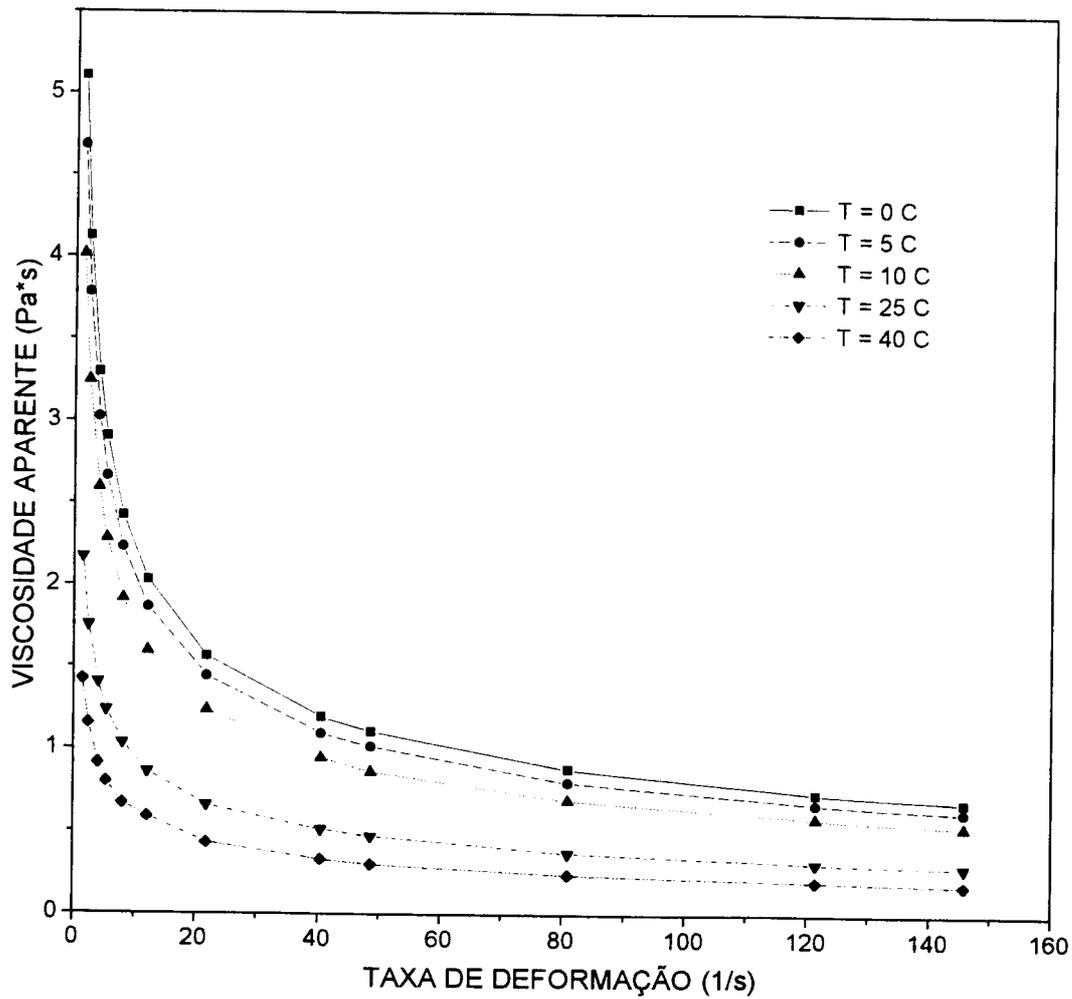


FIGURA III. 14 - Viscosidade aparente em função da taxa de deformação para diferentes temperaturas do suco de laranja a 53°Brix.

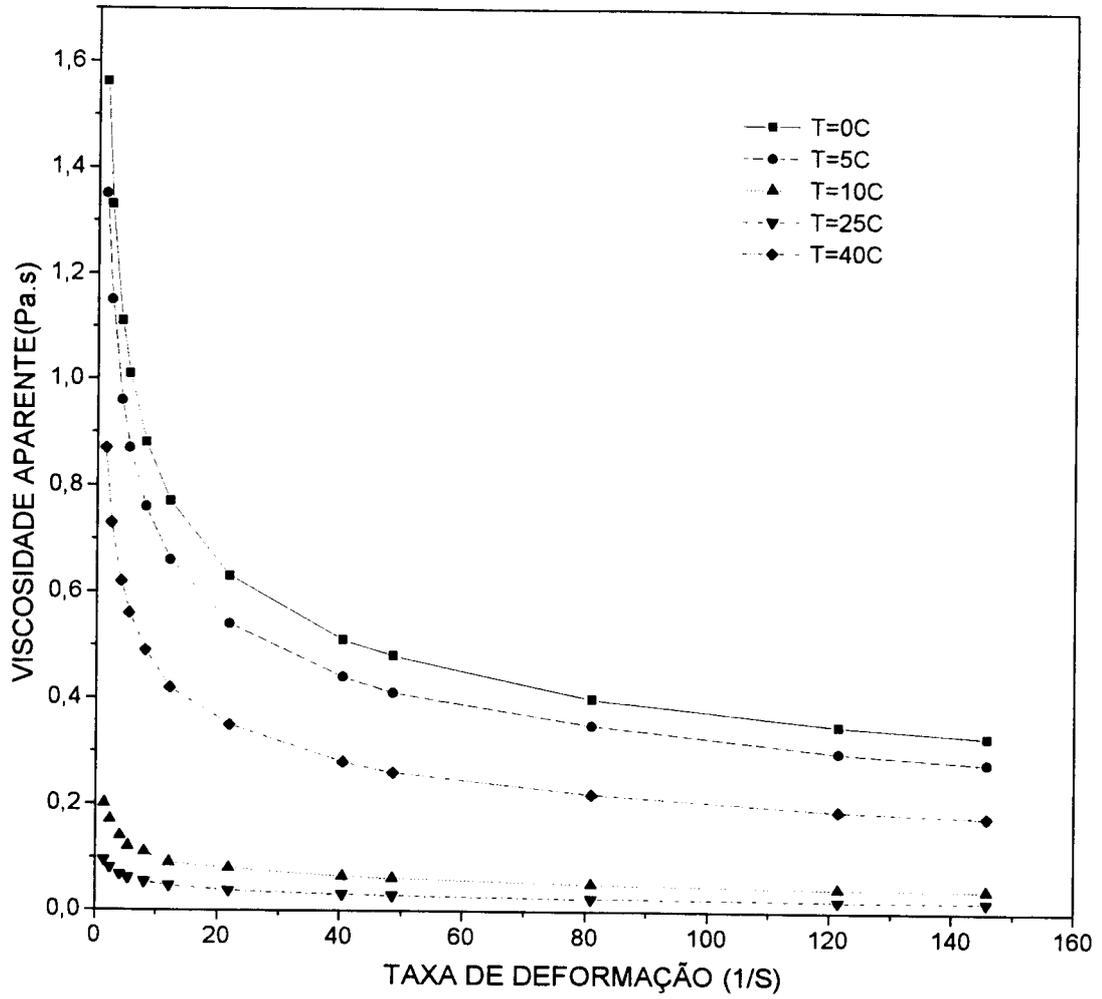


FIGURA III.15 - Viscosidade aparente em função da taxa de deformação para diferentes temperaturas do suco de laranja a 43°Brix.

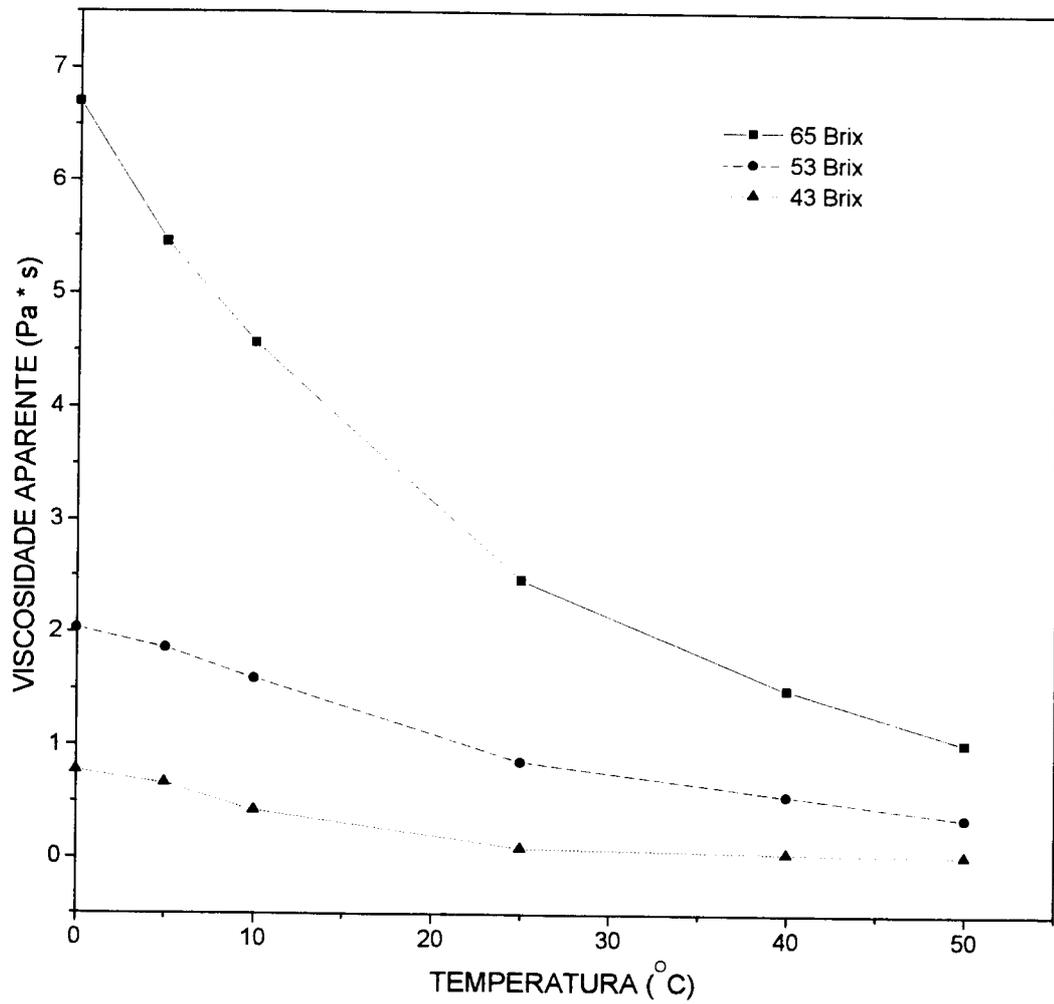


FIGURA III.16 - Influência da temperatura na viscosidade aparente do suco de laranja a diferentes concentrações para uma taxa de deformação igual $21,45 \text{ s}^{-1}$.

CAPÍTULO IV

ESCOAMENTO LAMINAR DE SUCO DE LARANJA EM TUBOS CIRCULARES

Muitos processos na industrialização do suco de laranja concentrado e que envolvem transferência de calor são de escoamento laminar.

No aquecimento e resfriamento o conhecimento das propriedades físicas é imprescindíveis, porque essas propriedades sofrem variações com a temperatura. Esses efeitos são quase sempre desprezíveis em cálculos de engenharia, pelo menos quando se trata de líquidos. A variação da densidade com a temperatura origina correntes de convecção livre e altera o perfil de velocidade. A convecção livre em tubos horizontais provoca escoamento assimétricos, principalmente em baixas velocidades. Porém, a convecção livre pode ser desprezada, em um grande número de processos de transferência de calor em tubos horizontais para fluidos com alto valor de viscosidade, como é o caso de suco de laranja. Segundo OLIVER (1962), a contribuição da convecção livre é menor que 5% na transferência de calor se $Gz^*(Gr Pr)^{0,75} < 15$.

Escoamento Laminar de Suco de Laranja em Tubos Circulares

O comprimento de entrada hidrodinâmico, pode ser calculado através da equação apresentada por (ATKINSON et alii, 1969) para fluidos newtonianos:

$$L_e/D = 0,59 + 0,056 Re \quad (IV.1)$$

conforme trabalho apresentado por BROCKLEBANK & SMITH (1970), esse comprimento de entrada pode ser desprezado para escoamentos altamente viscosos. Para fluidos pseudoplásticos, como é o caso do suco de laranja, observa-se que o comprimento de entrada hidrodinâmico é sempre menor que para escoamento newtoniano, para o mesmo número de Reynolds (generalizado). Isto se deve ao fato de que o perfil de velocidade de um fluido pseudoplástico é mais próximo de um escoamento pistonado, em contraste com a parábola de um escoamento pistonado, (TELIS, 1992).

No caso de escoamento de fluidos de alta viscosidade e com velocidades elevadas, a difusão axial de energia torna-se importante. Essa energia pode ser desprezível, no caso de fluidos de alta viscosidade mas em baixas velocidades.

A influência da dissipação viscosa é determinada pelo valor do número de Brinkman, definido para fluidos pseudoplásticos como:

$$Br = \frac{R^{(1-n)} (v_z)^{(n+1)} K_p}{K (T_p - T_o)} \quad (IV.2)$$

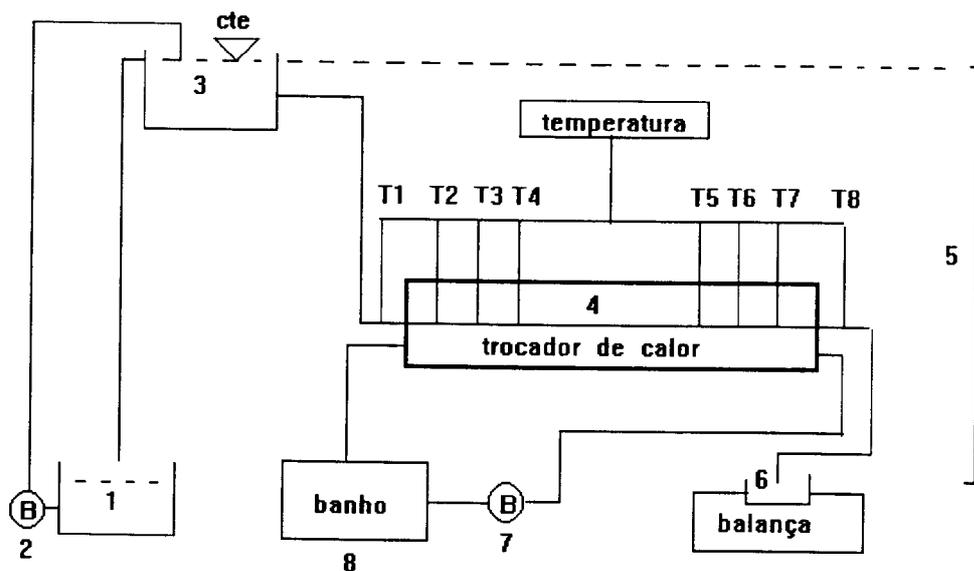
sendo, K_p o índice de consistência do modelo de Ostwald-de-Waele, determinado na temperatura da parede. Caso o número de Brinkman seja muito menor que a unidade, a dissipação viscosa é desprezível.

Para escoamento retilíneo, as velocidades radiais são desprezadas, o que vem a ser uma das mais sérias restrições apresentadas. De acordo com (TELIS, 1992), para valores elevados de números de Gz , a distorção do perfil de velocidade é considerável, e neste caso, as velocidades radiais podem ser importantes.

De acordo com as suposições feitas no capítulo II, para escoamentos não-isoviscosos, a suposição de que o escoamento é retilíneo, o que implica em

desprezar velocidades radiais, é uma das mais comprometedoras. No caso de pequenos valores de Gz^* , a distorção do perfil de velocidade é considerável. Como consequência, as velocidades radiais podem ser importantes. Para esta região de pequenos Gz^* , o termo dv_z/dz também não é desprezível. Entretanto, neste trabalho este termo não será considerado, em que o número de Gz variou entre 1,73 e 253,66. A partir de experimentos realizados pelo autor, para número de Gz menores que 10^3 a influência de velocidade radial pode ser desprezada.

IV.1. MONTAGEM EXPERIMENTAL



- 1- reservatório pulmão
- 2 - bomba peristáltica
- 3 - reservatório de nível constante
- 4 - seção de troca de calor
- 5 - diferenças de nível (0,768; 1,046 e 1,342m)
- 6 - reservatório recoletor
- 7 - bomba centrífuga
- 8 - banho termostático

FIGURA IV.1 - Esquema do equipamento utilizado

Para obtenção dos dados experimentais de hidrodinâmica e transferência de calor do suco de laranja, foi montado um equipamento de acordo com o esquema apresentada na figura V.1. Utilizou-se suco nas concentrações de 16, 27 e 40° Brix, devido ao escoamento do fluido se dar por gravidade. O suco é armazenado no tanque pulmão (1) com capacidade de 25 l. Uma bomba peristáltica (2), transporta o suco até o tanque (3) com capacidade de 9 l, onde o nível é mantido constante por um vertedouro.

O suco escoava do tanque (3) por gravidade, passando através da seção de ensaios, que consiste de 3 tubos de cobre de 1 m de comprimento e com diâmetro interno de 3,02, 3,91 e 5,35mm. Esses tubos são montados dentro de um grande recipiente (4), onde circula água em alta velocidade, e mantida à temperatura constante por meio de um banho termostático (6). A alta velocidade de circulação da água na parte externa do tubo, é garantida através do emprego de uma bomba centrífuga (aproximadamente 420 l/h). A circulação se dá em circuito fechado, mantendo-se um nível suficiente para manter os tubos submersos e um volume de água cuja massa é muito maior que a dos tubos e do suco. Este procedimento faz com que a resistência a transferência de calor na parte exterior do tubo seja desprezível quando comparada à resistência interna de transferência de calor.

Foram utilizados termopares de cobre-constantan, para medir as temperaturas ao longo dos tubos, para tanto foram utilizados 8 termopares. Antes da entrada na seção de transferência de calor, a temperatura do suco é medida por um termopar (T1), cuja extremidade está no centro do tubo de ensaio. Ao longo do tubo, dentro da seção de transferência de calor, foram soldados na parede externa 6 termopares, para medir a temperatura ao longo do tubo. Durante os ensaios a diferença de temperatura entre os 6 termopares foi menor que 0,4°C. Após a saída da banho, um termopar (T8), instalado semelhante à T1, fornecia a temperatura de saída do suco.

A temperatura da mistura (T_{mix}), foi obtida na saída de cada tubo. A amostra era coletada num recipiente isolado, igual ao utilizado para determinar o calor específico. Após uma mistura da amostra com recipiente fechado, fazia-se a leitura da temperatura através de termopar introduzido previamente no recipiente pelo centro da tampa. Para minimizar erros, após a constatação do estado em regime permanente do escoamento não-isotérmico, coletou-se uma quantidade de

amostra, após agitar-la dentro do recipiente, obteve-se uma temperatura interna próxima de T8. Esta amostra é eliminada, coletando em seguida a mostra definitiva.

A vazão mássica do escoamento foi determinada, coletando o suco na saída dos tubos e efetuou-se a pesagem em balança semi analítica.

O comprimento de entrada hidrodinâmico, calculado pela equação V.1, foi sempre menor que 7 cm. Para garantir que o escoamento encontrava-se plenamente desenvolvido na entrada da seção de transferência de calor, foi colocado um tubo de 140 cm entre o tanque (3) e a entrada da seção de transferência de calor.

O número de Brinkman, equação V.2, foi sempre muito menor que a unidade, o que vem concluir que a dissipação viscosa teve efeito desprezível nos experimentos realizados.

As hipóteses feitas de modo a permitir a análise da hidrodinâmica e transferência de calor em escoamentos de fluidos não-isoviscosos são:

- escoamento em regime permanente;
- escoamento é retilíneo e simétrico;
- propriedades físicas independente da posição com exceção da viscosidade aparente;
- escoamento isotérmico está plenamente desenvolvido na entrada de seção de transferência de calor;
- dissipação viscosa desprezível;
- a difusão axial de energia e de quantidade de movimento são desprezíveis comparadas à convecção ou gradiente axial de pressão;
- temperatura da parede constante.

Para escoamentos não-isoviscoso o índice de consistência K é dependente da temperatura na forma:

$$K = K' \exp [- b (T - T')] \quad (IV.3)$$

O parâmetro S , que indica o grau de desvio do fluido em relação ao caso isoviscoso, é definida como:

$$S = b (T_p - T_o) \quad (IV.4)$$

Para um determinado fluido e para uma diferença de temperatura ($T_p - T_o$), a partir da equação (V.4) tem-se:

$$S = \ln (K_o / K_p) \quad (IV.5)$$

IV.2. MEDIDAS DE PERDA DE CARGA EM ESCOAMENTO NÃO-ISOTÉRMICO DE SUCO DE LARANJA ATRAVÉS DE TUBOS CIRCULARES.

De acordo com trabalho desenvolvido por TELIS, (1992), para fluidos pseudoplásticos, definiu-se a perda de carga adimensional como:

$$\langle \psi \rangle = \frac{(-\Delta P / \Delta X) D^{(3n+1)}}{K_p Q^n} \frac{1}{4} \left[\frac{n\pi}{8(3n+1)} \right]^n \quad (IV.6)$$

Foi determinada a perda de carga ψ em função do número de Gz. Os valores da perda de carga foram baseados na diferença de nível entre o tanque (2) e a saída dos tubos, como visto no esquema da figura IV.1.

O comportamento reológico das amostras foi determinado, usando o equipamento experimental, como reômetro capilar. As medidas reológicas foram realizadas em uma taxa de deformação de 5 a 550 s⁻¹ numa temperatura de 25 a 80°C. O índice de comportamento (n) do modelo de Ostwald-de-Waele, praticamente não variou em relação ao obtido no reômetro de cilindros concêntricos. Enquanto o índice de consistência teve uma variação de aproximadamente 5%.

Os números de Reynolds determinados a 25°C variaram de 28 a 271. Os valores de S definidos pela equação V.5. são mostrados no quadro V.1.

A temperatura de entrada T_o do suco, foi de 25°C para todos os experimentos, enquanto a temperatura da parede do tubo T_p , foi de 80, 71, 60, 50, 10,5 e 2,5°C.

Nas figuras IV.2, IV.3 e IV.4 são apresentados os resultados experimentais da determinação da perda de carga adimensional (ψ) em função do número de Gz, para diferentes valores de S. Em todos os casos observa-se uma dispersão maior dos pontos em relação aos provenientes dos escoamentos com aquecimento.

As equações de correlações que correspondem as curvas de ajuste nas figuras IV.2, IV.3 e IV.4 são:

i - ajuste dos pontos experimentais da figura IV.2.

$$\psi = 0,0120 - 0,0004Gz \quad (S = -0,832 \text{ e } R = 0,9085)$$

$$\psi = 0,0133 + 0,0002Gz \quad (S = 0,939 \text{ e } R = 0,9709)$$

ii- ajuste dos pontos experimentais da figura IV.3.

$$\psi = 0,0384 - 0,0001Gz \quad (S = -0,538 \text{ e } R = 0,9056)$$

$$\psi = 0,0560 + 0,0007Gz \quad (S = 0,792 \text{ e } R = 0,9671)$$

iii- ajuste dos pontos experimentais da figura IV.4.

$$\psi = 0,1302 - 0,0016Gz \quad (S = -0,434 \text{ e } R = 0,9034)$$

$$\psi = 0,1392 + 0,0061Gz \quad (S = 0,735 \text{ e } R = 0,9466)$$

QUADRO IV.1 - Valores de S para as concentrações de 16, 27 e 40°Brix e $T_p = 2,5; 10,5; 50; 60; 71$ e 80°C e $T_o = 25^\circ\text{C}$.

C(°Brix)\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
16	-0,908	-0,832	0,724	0,829	0,939	1,062
27	-0,719	-0,538	0,384	0,609	0,792	1,008
40	-0,693	-0,434	0,302	0,532	0,735	0,938

As tabelas IV.1, IV.2 e IV.3 mostram os resultados experimentais da perda de carga adimensional para diferentes concentrações de suco de laranja.

TABELA IV.1 - Relação do gradiente adimensional de pressão $\langle \psi \rangle$ de escoamentos de suco de laranja a 16° Brix em função de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
30.01	0.0122	0.0215	0.0246	0.0233	0.0246	-----
40.60	0.0115	0.0132	0.0248	0.0252	0.0259	-----
52.96	0.0104	0.0112	0.0256	0.0271	0.0271	-----
102.49	0.0065	0.0093	0.0260	0.0376	0.0273	0.0281
130.88	0.0064	0.0078	0.0269	0.0394	0.0293	0.0312
155.76	0.0058	0.0061	0.0271	0.0395	0.0323	0.0345
167.05	0.0053	0.0057	0.0615	0.0642	0.0651	0.0609
199.56	0.0050	0.0034	0.0713	0.0712	0.0684	0.0693
253.66	0.0048	0.0033	0.0748	0.0756	0.0806	0.0770

Escoamento Laminar de Suco de Laranja em Tubos Circulares

TABELA IV.2 - Relação do gradiente adimensional de pressão $\langle \psi \rangle$ de escoamento de suco de laranja a 27 °Brix em função de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
11.14	0.0410	0.0494	0.0533	0.0547	0.0678	0.0774
17.38	0.0388	0.0430	0.0541	-----	0.0705	-----
24.05	0.0366	-----	0.0548	0.0609	0.0715	0.0837
47.77	0.0263	0.0295	0.0552	0.0665	0.0837	0.0907
69.92	0.0261	0.0289	0.0558	0.0694	0.0906	0.0909
81.09	0.0260	0.0284	0.0591	0.0719	0.1286	0.1005
113.87	0.0224	0.0267	0.1016	0.1290	0.1474	0.1556
142.41	0.0219	0.0254	0.1034	0.1408	-----	0.1880
155.72	0.0209	0.0241	0.1117	0.1858	0.1620	0.1931

TABELA IV.3 - Relação do gradiente adimensional de pressão $\langle \psi \rangle$ de escoamento de suco de laranja a 40 °Brix em função de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
1.73	0.1098	0.1326	0.1231	0.1022	0.1528	0.1314
2.96	0.1077	0.1285	0.1345	0.1048	0.1643	0.1809
4.82	0.1035	0.1278	0.1426	0.1086	0.1742	0.2012
8.66	0.1130	0.1267	0.1450	0.1422	0.1762	0.2039
14.75	0.0968	0.0960	0.1469	0.1692	0.1995	0.2076
16.35	-----	0.0935	-----	0.1778	0.2002	0.2326
22.15	0.0740	0.0830	0.2585	0.2974	0.3912	-----
26.52	0.0707	0.0805	0.2743	0.3090	0.3307	0.3766
41.37	0.0706	0.0784	0.2754	0.3222	0.3685	0.4304

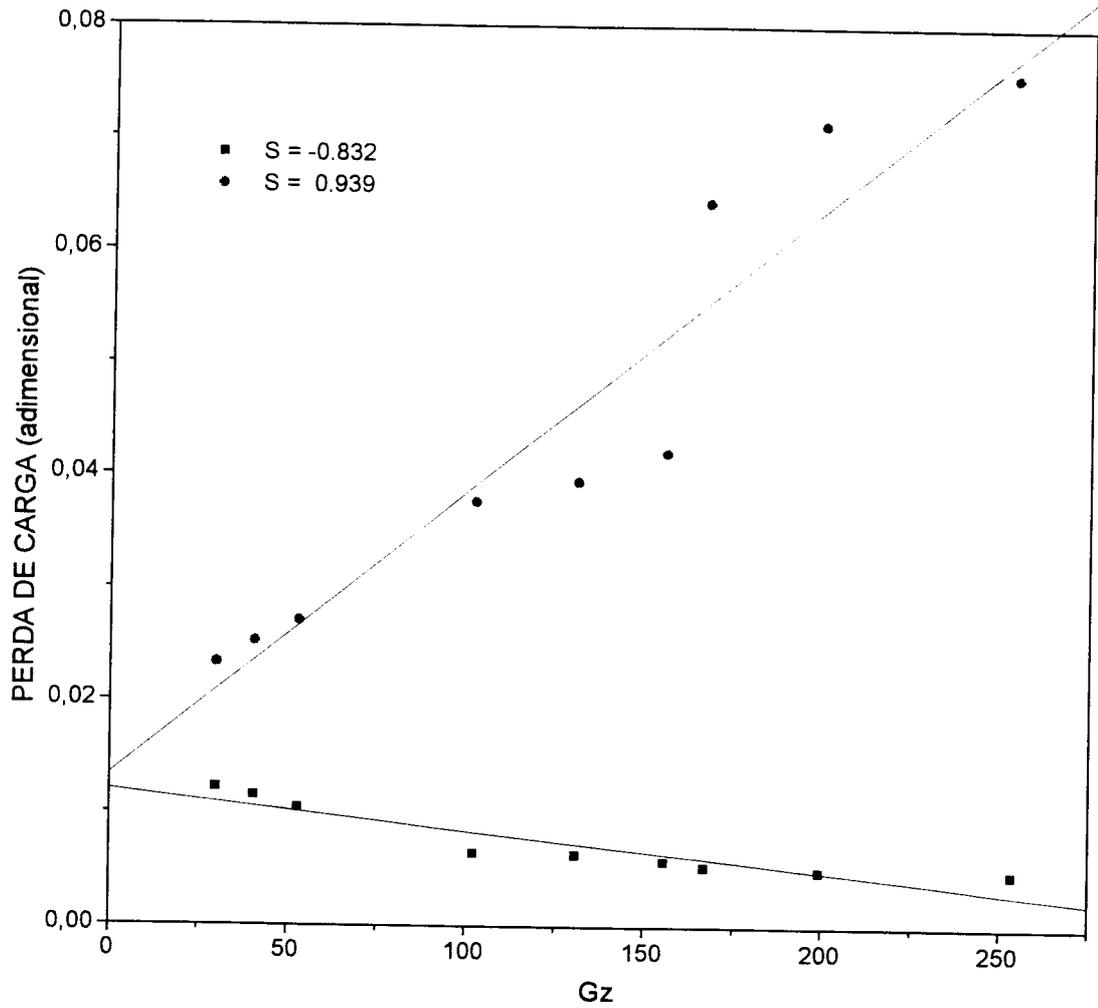


FIGURA IV. 2 - Perda de carga experimental para escoamento não isotérmico de suco de laranja a 16°Brix, em função de Gz.

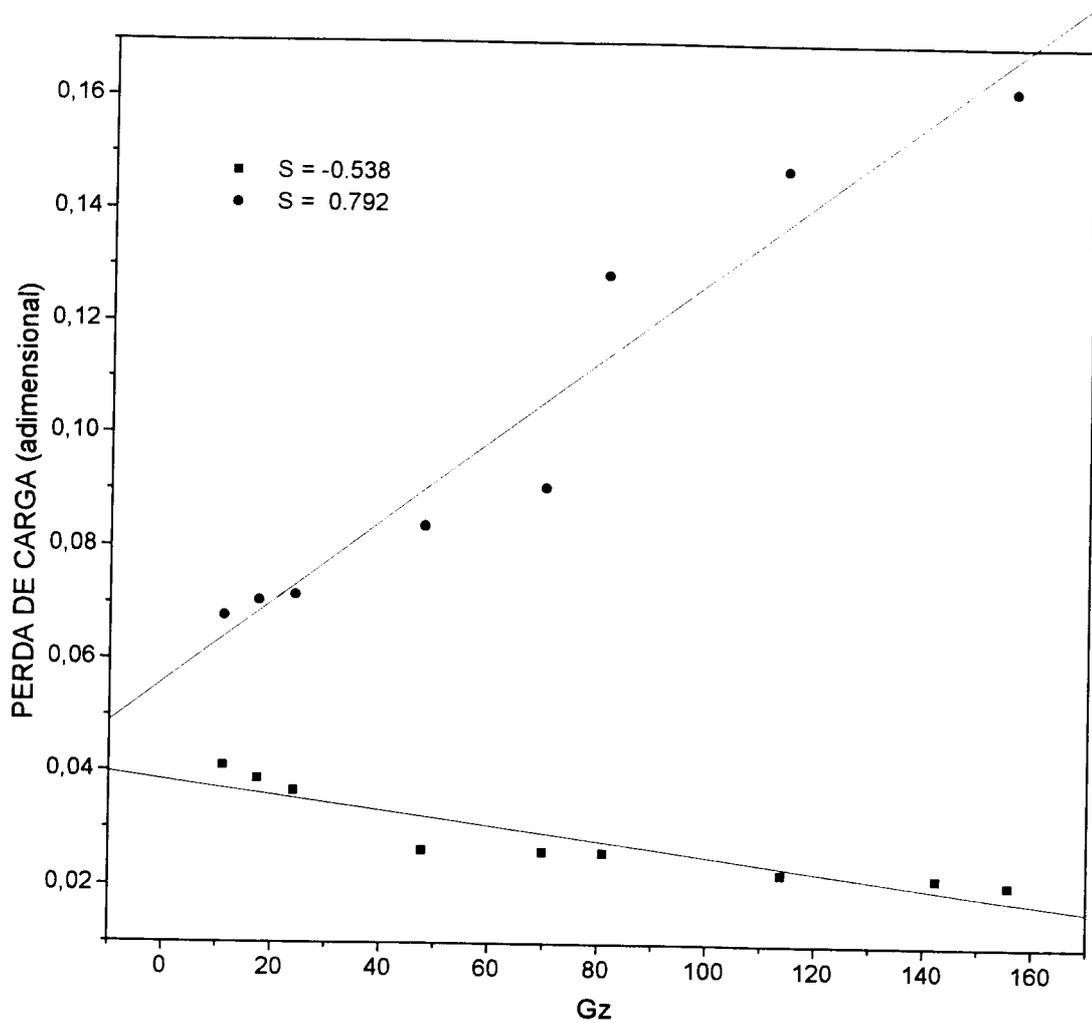


FIGURA IV.3- Perda de carga experimental para escoamento não isotérmico de suco de laranja a 27°Brix, em função de Gz .

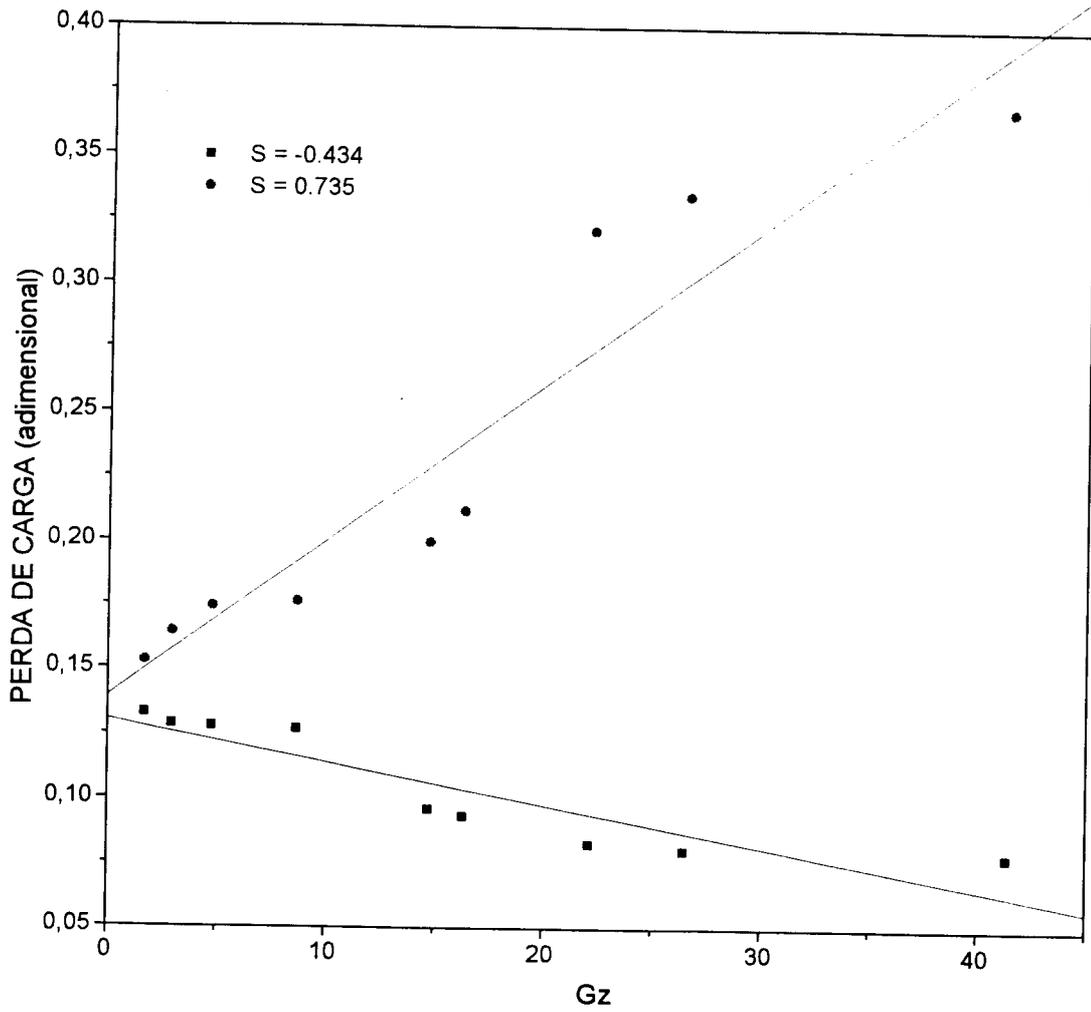


FIGURA IV.4 - Perda de carga experimental para escoamento não isotérmico de suco de laranja a 40°Brix, em função de Gz.

IV.3. RESULTADOS DE MEDIDAS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM ESCOAMENTO LAMINAR DE SUCO DE LARANJA EM TUBOS CIRCULARES

O número de Nusselt médio foi calculado pela equação abaixo, conforme o trabalho desenvolvido por TELIS, (1992).

$$\langle Nu \rangle = Gz/4 \ln(1/T_{mix}) \quad (IV.13)$$

A precisão da determinação do número de Nusselt depende da precisão das medidas das temperaturas e do número adimensional de Gz. Quando o número de Gz é pequeno, um possível erro será grande pois T_{mix} é próximo de T_p e com valores elevados do número de Gz um possível erro será elevado pois T_{mix} agora é próximo a T_o . Os nossos resultados experimentais, conforme observa-se nas tabelas IV4, IV5 e IV6 não estão muito próximos das extremidades (T_p e T_o), o que minimiza em muito os erros do número de Nusselt médio.

Nas tabelas IV.4, IV.5 e IV.6 são apresentados os resultados experimentais de T_{mix} e θ_{mix} e Nu para suco de laranja a 16°Brix. Nas temperaturas da parede de 2,5; 10,5; 50; 60; 71 e 80°C com temperatura de entrada de 25°C

TABELA IV.4 - Temperatura de mistura, T_{mix} de escoamento de suco de laranja a 16°Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
30,01	16,07	17,77	43,74	46,25	52,35	57,13
40,60	17,06	18,47	42,38	45,63	51,53	55,81
52,96	17,46	18,76	40,67	45,15	49,51	53,73
102,49	18,12	19,24	39,26	41,16	46,87	52,24
130,88	18,62	19,30	38,43	40,74	45,50	50,33
155,76	18,64	19,62	37,65	40,47	44,78	49,88
167,05	19,13	19,64	37,41	39,21	44,22	48,95
199,56	19,32	19,72	37,05	39,07	43,76	48,01
253,66	19,52	19,76	35,88	38,74	42,80	47,51

TABELA IV.5 - Temperatura de mistura adimensional, θ_{mix} de escoamento de suco de laranja a 16°Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
30,01	0,6117	0,5180	0,2504	0,3928	0,3922	0,4158
40,60	0,6547	0,5646	0,3048	0,4105	0,4104	0,4398
52,96	0,6721	0,5840	0,3732	0,4242	0,4553	0,4776
102,49	0,7008	0,6160	0,4296	0,5382	0,5140	0,5047
130,88	0,7226	0,6200	0,4628	0,5502	0,5444	0,5394
155,76	0,7234	0,6410	0,4940	0,5580	0,5604	0,5476
167,05	0,7447	0,6426	0,5036	0,5440	0,5728	0,5645
199,56	0,7530	0,6480	0,5180	0,5980	0,5831	0,5816
253,66	0,7617	0,6526	0,5648	0,6074	0,6044	0,5907

TABELA IV.6 - Valores do número de Nusselt médios para escoamento de suco de laranja a 16 °Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
30,01	3,6875	4,9349	10,3886	7,0107	7,0222	6,5838
40,60	4,2973	5,8021	12,0592	9,0373	9,0398	8,3375
52,96	5,2608	7,1212	13,0498	11,3539	10,4172	9,7841
102,49	9,1096	12,4143	21,6484	15,8737	17,0526	17,5204
130,88	10,6307	15,6413	25,2094	19,5493	19,8960	20,1979
155,76	12,6085	17,3176	27,4612	22,7174	22,5503	23,4500
167,05	12,4578	18,6898	28,9909	22,0135	23,5494	24,1663
199,56	14,1533	21,6455	32,8166	25,6516	26,9105	27,0390
253,66	17,2617	27,0649	36,2279	31,6166	31,9306	33,3846

Nas tabelas IV.7, IV.8 e IV.9 são apresentados os resultados experimentais de T_{mix} , θ_{mix} e Nu , para suco de laranja a 27°Brix. Nas temperaturas da parede de 2,5; 10,5; 50; 60; 71 e 80°C com temperatura de entrada de 25°C

TABELA IV.7 - Temperatura de mistura, T_{mix} de escoamento de suco de laranja a 27°Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
11,14	12,18	15,89	45,75	48,69	58,12	63,00
17,38	13,34	16,69	43,00	47,07	57,12	61,98
24,05	14,92	17,57	39,68	46,89	55,48	59,02
47,77	17,13	18,39	38,47	42,18	53,05	58,12
69,92	17,29	18,79	37,33	41,76	51,48	56,82
81,09	17,96	18,83	36,42	40,84	50,54	55,16
113,87	18,65	18,84	35,78	39,24	48,54	51,38
142,41	18,83	19,02	35,05	39,08	44,68	50,28
155,72	18,93	19,53	33,67	38,05	43,52	48,69

TABELA IV.8 - Temperatura de mistura adimensional, θ_{mix} de escoamento de suco de laranja a 27°Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
11,14	0,4426	0,3926	0,1700	0,3231	0,2640	0,3090
17,38	0,4930	0,4460	0,2800	0,3694	0,2862	0,3276
24,05	0,5617	0,5046	0,4128	0,3745	0,3226	0,3814
47,77	0,6578	0,5593	0,4612	0,5091	0,3766	0,3978
69,92	0,6647	0,5860	0,5068	0,5211	0,4115	0,4214
81,09	0,6939	0,5886	0,5432	0,5474	0,4324	0,4516
113,87	0,7239	0,5893	0,5688	0,5431	0,4768	0,5203
142,41	0,7317	0,6013	0,5980	0,5477	0,5626	0,5403
155,72	0,7360	0,6553	0,6332	0,6271	0,5884	0,5692

TABELA IV.9 - Valores do número de Nusselt médios para escoamento de suco de laranja a 27°Brix em função do número de Gz.

Gz\T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
11,14	2,2700	2,6038	4,9349	3,1464	3,7090	3,2707
17,38	3,0730	3,5083	5,5310	4,3270	5,4358	4,8488
24,05	3,4680	4,1124	5,3198	5,9052	6,8022	5,7954
47,77	5,0021	6,9394	9,2425	8,0625	11,6627	11,0086
69,62	7,1391	9,3419	11,8800	11,3936	15,5213	15,1057
81,09	7,4081	10,7445	12,3718	12,2157	16,9965	16,1158
113,87	9,1979	15,0541	16,0621	14,8712	20,0846	18,5992
142,41	11,1216	18,1096	18,3055	18,3234	20,4780	21,9179
155,72	11,9330	18,6609	19,5792	19,6666	20,6464	21,9379

Nas tabelas IV.10, IV.11 e IV.12 são apresentados os resultados experimentais de T_{mix} , θ_{mix} e Nu , para suco de laranja a 40°Brix. Nas temperaturas da parede de 2,5; 10,5; 50; 60; 71 e 80°C com temperatura de entrada de 25°C

TABELA IV.10 - Temperatura de mistura, T_{mix} de escoamento de suco de laranja a 40° Brix em função do número de Gz.

Gz \ T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
1,73	6,44	12,80	47,33	58,41	68,83	76,51
2,96	7,54	13,09	46,12	56,34	65,71	73,70
4,82	9,00	13,59	44,38	54,82	63,67	68,73
8,66	10,17	13,88	44,25	52,04	59,75	67,69
14,75	11,10	15,15	42,35	51,46	59,48	64,54
16,35	12,41	16,15	41,90	49,95	56,88	63,28
22,15	13,10	16,95	38,37	47,67	53,84	59,02
26,52	14,28	17,34	37,67	46,50	53,04	57,58
41,37	16,05	18,04	34,44	39,49	48,62	54,60

TABELA IV.11 - Temperatura de mistura adimensional, θ_{mix} de escoamento de suco de laranja a 40°Brix em função do número de Gz.

Gz \ T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
1,73	0,1930	0,1866	0,1068	0,0454	0,0260	0,0634
2,96	0,2408	0,2060	0,1552	0,1045	0,0953	0,1145
4,82	0,3043	0,2393	0,2248	0,1480	0,1406	0,2049
8,66	0,3552	0,2586	0,2300	0,2274	0,2277	0,2238
14,75	0,3956	0,3433	0,3060	0,2440	0,2337	0,2810
16,35	0,4526	0,4100	0,3240	0,2871	0,2915	0,3040
22,15	0,4826	0,4633	0,4648	0,3522	0,3591	0,3814
26,52	0,5339	0,4893	0,4932	0,3857	0,3768	0,4076
41,37	0,6108	0,5360	0,6224	0,5860	0,4751	0,4618

TABELA IV.12 - Valores de número de Nusselt medios para escoamento de suco de laranja a 40°Brix em função do número de Gz.

Gz \ T(°C)	2,5	10,5	50	60	71	80
1,73	0,7115	0,7260	0,9674	1,3374	1,5784	1,1929
2,96	1,0536	1,1691	1,3786	1,6713	1,7395	1,6037
4,82	1,4336	1,7232	1,7985	2,3022	2,3640	1,9102
8,66	2,2409	2,9281	3,1818	3,2064	3,2036	3,2410
14,75	3,4196	3,9424	4,3666	5,2015	5,3605	4,6809
16,35	3,2403	3,6444	4,6066	5,1009	5,0387	4,8671
22,15	4,0344	4,2604	4,2425	5,7787	5,6712	5,3376
26,52	4,1606	4,7389	4,6863	6,3163	6,4711	5,9502
41,37	5,0987	6,4498	4,9041	6,5274	7,6972	7,9908

Os resultados de transferência de calor são apresentados nas figuras IV.5, IV.6 e IV.7.

A influência do desvio do comportamento isoviscoso, (parâmetro S), e do número de Graetz no número de Nusselt de escoamento laminar de suco de laranja nas concentrações de 16, 27 e 40°Brix são mostrados nas figuras IV.5, IV.6 e IV.7.

Observa-se que o número de Nusselt é menor para o caso de resfriamento ($S < 0$) que para o caso de aquecimento ($S > 0$). Isso se deve ao fato de que o resfriamento causa um aumento gradual da viscosidade aparente neste tipo de fluido, o que influencia na diminuição do número de Nusselt. No aquecimento ocorre o contrário, a viscosidade aparente do fluido diminui com o desenvolvimento do processo, proporcionando o aumento do número de Nusselt.

Essa diferença é ainda mais nítida com o aumento do número de Graetz. Isto porque, quanto menor o número de Graetz, mais a temperatura do suco se aproxima da temperatura da parede, que é usada como referência em cálculos de escoamento isoviscoso. Esse mesmo comportamento foi observado por TELIS e GASPARETTO (1991).

O modelo que melhor ajustou-se aos dados experimentais foi o de Sieder e Tate equação II.35. Esse modelo leva em consideração as mudanças na viscosidade do suco durante a transferência de calor.

As equações de correlações que correspondem as curvas de ajuste nas figuras IV.5, IV.6 e IV.7, são:

i- ajuste dos pontos experimentais da figura IV.5:

$$Nu = 4,6900 + 0,1111Gz \quad (S = 0,939)$$

$$R = 0,9968 \text{ e } SD = 0,7216$$

$$Nu = 2,0060 + 0,0991Gz \quad (S = -0,832)$$

$$R = 0,9993 \text{ e } SD = 0,2977$$

ii- ajuste dos pontos experimentais da figura IV.6:

$$Nu = 1,0070 + 0,1348Gz \quad (S = 0,792)$$

$$R = 0,9930 \text{ e } SD = 0,5793$$

$$Nu = 0,5158 + 0,2890Gz \quad (S = -0,538)$$

$$R = 0,9965 \text{ e } SD = 0,4670$$

iii- ajuste dos pontos experimentais da figura IV.7:

$$Nu = 0,6623 + 0,2213Gz - 0,0020Gz^2$$

$$R^2 = 0,9698 \text{ e } SD = 0,3701$$

$$Nu = 0,9730 + 0,3169Gz - 0,0037Gz^2$$

$$R^2 = 0,9796 \text{ e } SD = 0,3667$$

O comportamento observado nessas figuras e nas tabelas de θ_{mix} , vem mostrar que, quando os parâmetros reológicos são influenciados pela temperatura, as equações de energia e de quantidade de movimento não podem ser resolvidas separadamente. Caso essas equações fossem independentes, a temperatura adimensional de mistura, θ_{mix} , e o número de Nusselt dependeria apenas do número de Graetz, e seria os mesmos, para o resfriamento como para o aquecimento. Conclusões semelhantes foram obtidas por (TELIS, 1992), trabalhando com escoamento laminar de fluidos pseudoplásticos em tubos.

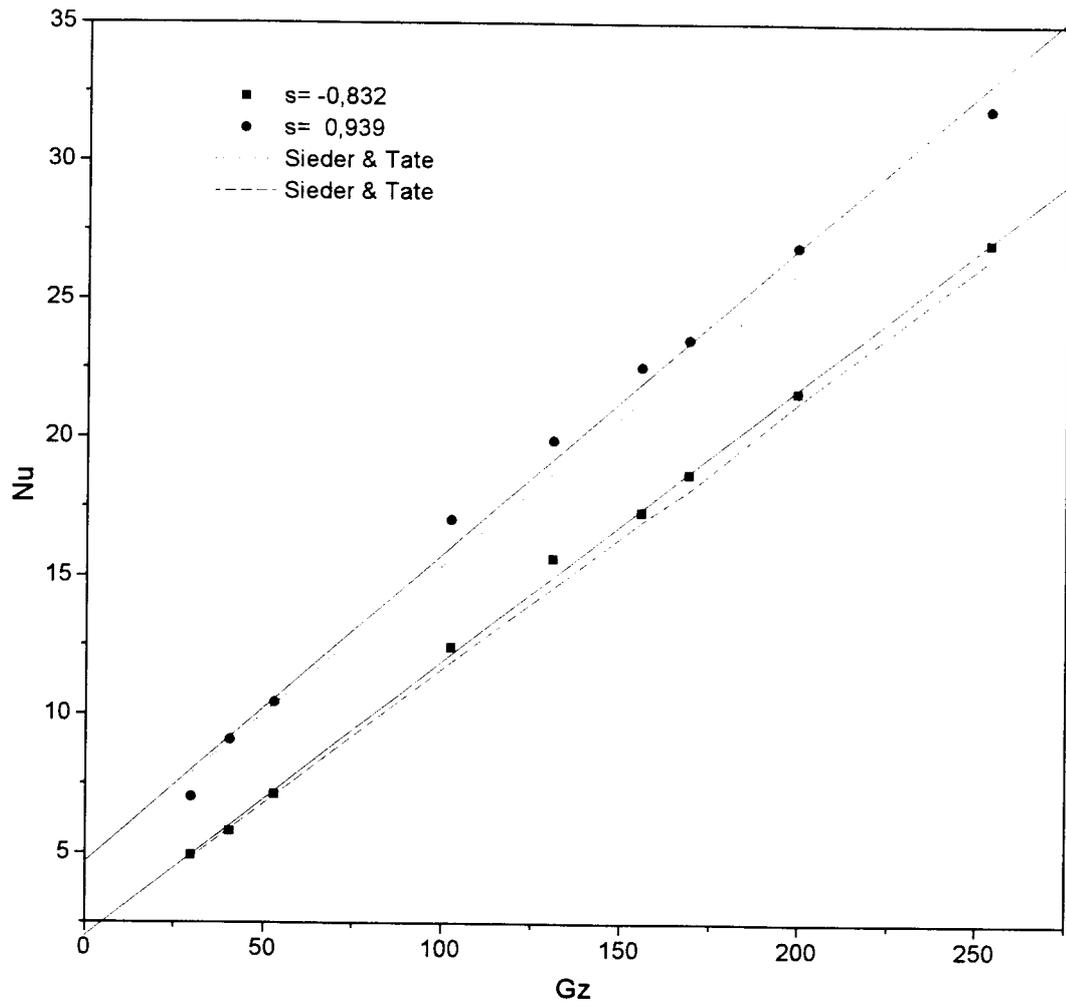


FIGURA IV.5 - Influência do parâmetro S e dos números de Graetz e Nusselt de escoamento laminar de suco de laranja a 16°Brix.

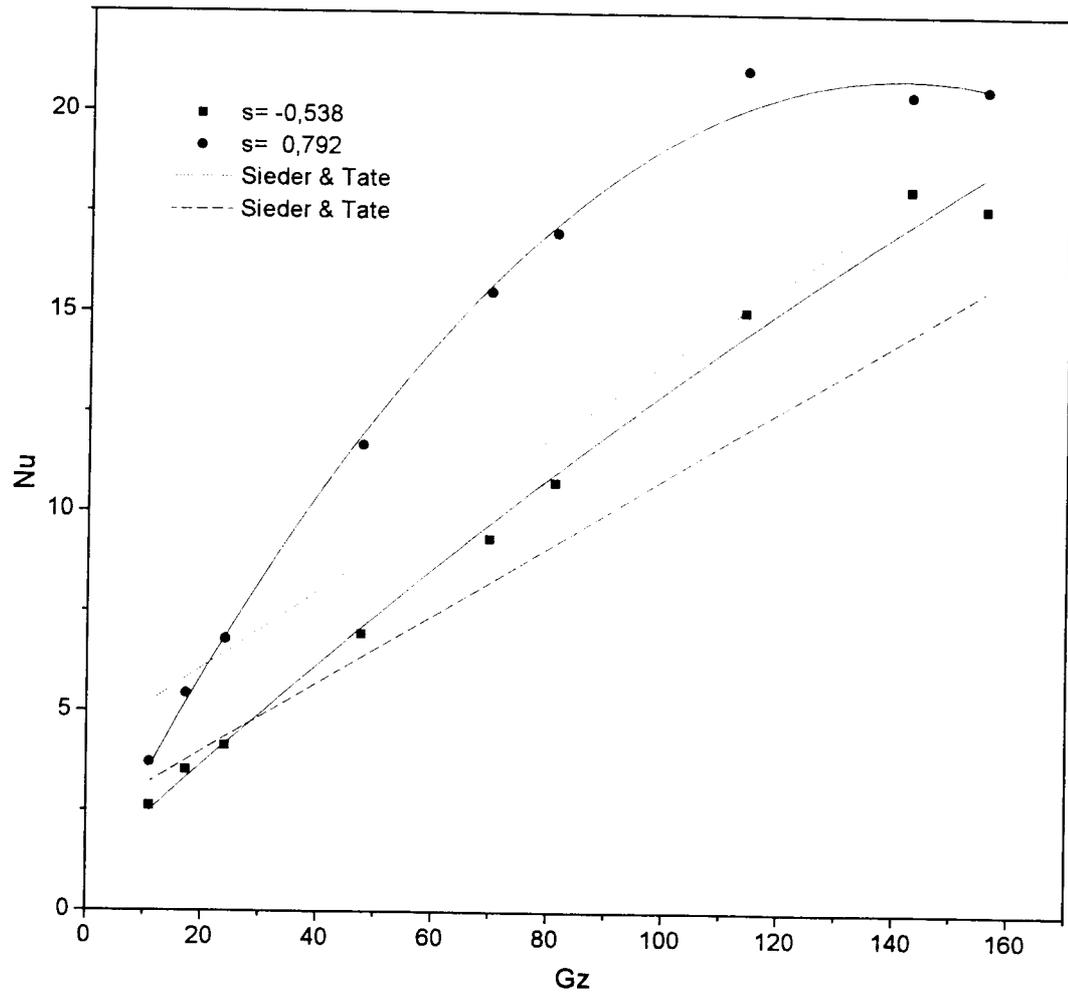


FIGURA IV.6 - Influência do parâmetro S e dos números de Graetz e Nusselt de escoamento laminar de suco de laranja a 27°Brix.

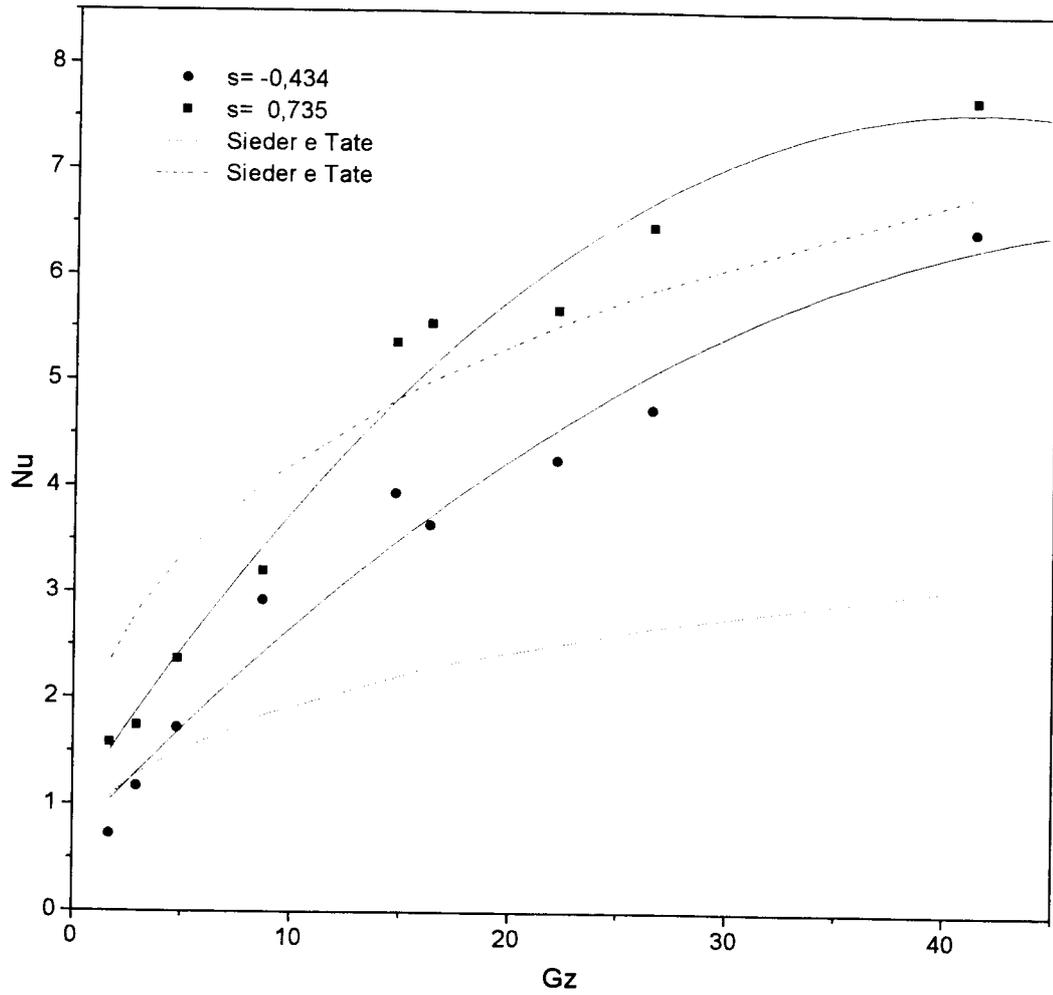


FIGURA IV.7 - Influência do parâmetro S e dos números de Graetz e Nusselt de escoamento laminar de suco de laranja a 40°Brix.

CAPÍTULO V

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

CONCLUSÕES

A análise dos dados das propriedades físicas do suco de laranja nas concentrações utilizadas neste trabalho permite concluir que:

- a condutividade térmica decresce com o aumento da concentração do suco, segundo uma relação cúbica, o mesmo comportamento apresenta a difusividade térmica, enquanto que, o calor e massa específicos apresentam uma função linear. Os altos coeficientes de correlação apresentados pelas equações que descrevem o comportamento dos dados de propriedades físicas, indicam que as mesmas podem ser satisfatoriamente usadas na obtenção dessas propriedades;
- o suco de laranja comporta-se como um fluido não-newtoniano de características pseudoplásticas. O modelo reológico que melhor representa o comportamento desse fluido é o de Ostwald-de Waele, como mostram os reogramas das figuras III.10, III.11 e III.12;
- o índice de comportamento do suco não mostrou variações significativas em função da temperatura para a faixa utilizada e, portanto, foi considerado constante. O índice de consistência mostrou-se dependente da temperatura, sendo representado por uma expressão do tipo: $K = K' \exp [-b(T-T_0)]$, sendo que os valores de K estão na tabela III.2.

As condições adotadas neste trabalho, foram estabelecidas de modo a permitir a análise dos dados da hidrodinâmica e transferência de calor em escoamento laminar de suco de laranja em tubos. Essas condições são: escoamento permanente, plenamente desenvolvido, simétrico e retilíneo; propriedades físicas constantes independente da posição com exceção da viscosidade aparente; dissipação viscosa desprezível; difusão axial de energia e de quantidade de movimento desprezíveis. Essas considerações permitem que os resultados experimentais de perda de carga (gradientes de velocidade na parede), vazão (perfil de velocidades) e balanço térmico (perfis de temperatura) possam ser utilizados na confirmação de modelos ou configuração de gráficos, cujas informações são úteis nos processos industriais.

Os resultados obtidos neste trabalho vem contribuir para otimização de processos e equipamentos utilizados na industrialização do suco de laranja, levando-se em consideração o comportamento mais próximo da realidade do suco brasileiro. Isto resulta na obtenção de estimativas mais realistas da fenomenologia de escoamento com transferência de calor e massa.

Embora as faixas utilizadas de número de Graetz encontrem-se dentro da faixa da maioria dos processos industriais, outras devem ser investigadas. E entre elas, a influência da temperatura sobre as propriedades termofísicas.

SUGESTÕES

O problema de escoamento em tubos, aqui discutido, é um dos muitos arranjos geométricos que merecem atenção. Deve-se estudar, por exemplo, o escoamento em dutos retangulares e em placas;

Ampliação das faixas de vazão e temperatura no estudo de escoamento não-isotérmico de suco de laranja;

Há também necessidade de se determinar experimentalmente as propriedades termofísicas em altas e baixas temperaturas, para verificar o seu grau de influência sobre as mesmas.

Essas e outras informações são úteis no cálculo de processos e de equipamentos, para torná-los mais eficientes na industrialização do suco de laranja.

CAPÍTULO VI

BIBLIOGRAFIA

1. AOAC. "**Official Methods of Analysis**", 14 ed. Association of Official Analytical Chemists, Washington, DC, 1984.
2. ATKINSON, B. BROCKLEBANK, M.P, CARD, C.C.H., SMITH, J.M. - Low Reynolds developing flows. **AIChE Journal**. 15: 548-553, 1969.
3. BALASUBRAMANIAM, V.M. & SAATRY, S.K. - Liquid-to-particle convective heat transfer in non-newtonian carrier medium during continuous tube flow. **Journal Food Engineering** 23: 169-187, 1994.
4. BRACKWELL, J.H. - The axial-flow error in the thermal conductivity by probe. **Canadian Journal of Physics**, 34(4):412-417, 1956.
5. BRANDÃO, S.C.C. & TEIXEIRA, M.C.B. - **Evaporadores**, Imprensa Universitária da Universidade Federal de Viçosa, Viçosa. n° 200, 1985.
6. BROCKLEBANK, M.P. & SMITH, J.M. - Developing laminar flows with visco-elastic and non-Newtonian liquids. **Rheological Acta** 9: 396- 404, 1970.
7. BROWN, G.M. - Heat or mass transfer in a fluid in laminar flow in a circular or flat conduit. **AIChE Journal**. 6:179-183, 1960.

8. CARTER, R.D. & BUSLIG, B.S. - Viscosity and particle size distribution in commercial Florida frozen concentrated orange juice. **Proc. Fla. State Hort. Soc.** **90**: 130-136, 1977.
9. CHANDRA, S. & MUIR, W.E. - Thermal conductivity of spring wheat at low temperatures. **Transaction of the ASAE**, **14(4)**:644-646, 1971.
10. CHO, Y.I. & HARNETT, J.P. - Non-newtonian fluids in circular pipe flow. **Advances in Heat Transfer**, **15**: 60-134, 1982.
11. CITROVITA - Apostila de operações unitárias de produção. 158 p, 1993
12. COTTA, R.M. & OZISIK, M.N. - Laminar forced convection of power-law non-Newtonian fluids inside ducts. **Warme und stoffübertragung** **20**: 211-218, 1986.
13. CRANDALL, P.G.; CHEN, C.S. & CARTER, R.D. - Models for predicting viscosity of orange juice concentrate. **Food Technology**, **36(5)**:245-252, 1982.
14. CRANDALL, P.G.; CHEN, C.S. & DAVIS, K.C. - Preparation and storage of 72° Brix orange juice concentrate. **Journal of Food Science**, **52(2)**:381-385, 1987.
15. CRANDALL, P.G. & DAVIS, K.C. - Viscosity reduction and reformation of structure in orange concentrate as affected by homogenization within commercial taste evaporators. **Journal Food Science**, **56(5)**: 1360-364, 1991.
16. CRANDALL, P.G.; DAVIS, K.C. CARTER, R.D. & SADLER, G.D. - Viscosity reduction by homogenization of orange juice concentrate in a pilot plant taste evaporator. **Journal Food Science**, **53(5)**: 1477-1481, 1988.
17. CHRISTIANSEN, E.B. & CRAIG, S.E. - Heat transfer to pseudoplastic fluids in laminar flow. **A.I.Ch.E. Journal**, **8(5)**: 154-160, 1962.

18. De VRIES, D.A. - A nonstationary method for determining thermal conductivity of soil in situ. **Soil Science**, **73(2)**:83-89, 1952.
19. DICKERSON, R.W. - An apparatus for the measurement of thermal diffusivity of foods. **Food Technology**, **5**: 193-204, 1965.
20. DISNEY, R.W. - The specific heat of some cereal grains. **Cereal Chemistry**, **31(3)**: 229-239, 1954.
21. FORTES, M. & OKOS, M.R. - Changes in physical properties of corn during drying. **Transaction of the ASAE**, **23(4)**: 1004-1008, 1980.
22. GOTTIFREDI, J.C.& FLORES, A.F. - Extended Lévêque solution for heat transfer to non-newtonian fluids in pipes and flat ducts. **Int. Journal Heat Mass Transfer**. **28(5)**: 903-908, 1985.
23. HALLIDAY, P.J., PARKER, R. SMITH, A.C. & STEER, D.C. - The thermal conductivity of maize grits and potato granulos. **Journal of Food Engineering** **26**: 273-288, 1995.
24. HARTNETT, J.P & MINNEAPOLIS, M. - Experimental determination of the thermal- entrance length for the flow of water and of oil in circular pipes. **Transaction of the ASME**. **(9)**:1211-1220, 1955.
25. HAYES, G.D. - **Manual de datos para ingeniería de los alimentos**. Editora Acibia, S.A. Zaragoza. 182 p, 1987.
26. HOOPER, F.C. & LEPPER, F.R. - Transiente heat flow apparantus for the determination of thermal conductivities. **Transaction of American Society of Heating and Ventilating Engineers**, **56**: 309-324, 1950.
27. HWANG, M.P. & HAYAKAWA, K. - Development of a new procedure for the determination of specific heat of food products. **Journal Series University of New Jersey (paper 08903)**, 1979.

28. IBARZ, A.; GONZALES, C. & ESPLUGAS, S. - Rheology of clarified fruit juices. III. Orange juices. **Journal of Food Engineering**, **21**: 485-494, 1994.
29. IBARZ, A.; PAGAN, J.; GUTIERREZ, T. & VICENTE, M. - Rheological properties of clarified pear juice concentrates. **Journal Food Engineering**, **10**: 57-63, 1989.
30. KAZARIAN, E.A. & HALL, C.W. - Thermal properties of grain. **Transaction of the ASAE**, **8(1)**: 33-38, 1965.
31. KRIEGER, I.M. & ELROD, H. - Direct determination of the flow curves of non-newtonian fluids. II. Shearing rate in the concentric cylinder viscometer. **Journal Applied Physic**, **24(2)**: 134-136, 1953.
32. KWANT, P.B., ZWANEVEVELD, A. & DIJKA STRA, F.C. - Non-isothermal laminar pipe flow - I. Theoretical. **Chemical Engineering Science** **28**:1303-1316, 1973.
33. LAMB, J. - Influence of water on the physical properties of foods. **Chem. Ind.**, **24**: 1046- 1051, 1976.
34. LEE, W.Y., CHO, Y.I. & HARTNETT, J.P. - Thermal conductivity measurements of non-newtonian fluids. **Lett Heat and Mass Transfer** **8**:255, 1981.
35. LEWIS, M.J. - **Physical properties of foods and food processing systems**. Ellis Horwood, Chichester, 1987.
36. LOPES FILHO, J.F. & FORTES, M. - Condutividade térmica da batata. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, **8(2)**: 146-154, 1988.
37. LOSANO, J.E. ; URBICAIN, M.J. & ROTSTEIN, E. - Thermal conductivity of apples as a function of moisture content. **Journal of Food Science**, **44(1)**:198-199, 1979.

38. LYCHE, B.C. & BIRD, R.B. - The Graetz-Nusselt problem for a power-law non-newtonian fluid. **Chemical Engineering Science** **6**: 35-41, 1956.
39. McKILLOP, A.A., HARPER, J.C., BADER, H.J. & KORAYEN, A.Y. - Variable viscosity entrance-region flow of non-newtonian liquids. **International Journal Heat Mass Transfer** **13**: 901-909, 1970.
40. METZNER, A.B., VAUGHN, R.D. & HOGHTON, G.L. - Heat transfer to non-newtonian fluids. **A. I. Ch. Journal** **3**: 92-100, 1957.
41. MILES, C.A.; VAN BEEK, G. & VEERKAMP, C.H. - Estimate of thermophysical properties of food. IN: JOWITT, R. Ed. **Physical Properties of Foods**. Applied Science, London, 1983.
42. MIZRAHI, S. & BERK, Z. - Flow behaviour of concentrated orange juice. **Journal Texture Studies**. **1**: 342-355.1970.
43. MIZRAHI, S. & FIRSTENBERG, R. - Effect of orange composition on flow behaviour of six-fold concentrate. **Journal of Texture Studies**, **6(4)**: 523-532, 1975.
44. MOHSENIN, N.N. - **Thermal properties of food and agricultural materials**. New York, Science Publishers, 1980.
45. MORESI, M. & SPINOSI, M. - Engineering factors in the production of concentrate fruit juices. **Journal Food Technology**, **15(3)**: 265-276, 1980.
46. MORITA, T. & SINGH, R.P. - Physical and thermal properties of short-grain rough rice. **Transaction of the ASAE**, **22(3)**: 630-636, 1979.
47. OLIVER, D.R. - The effect of natural convection on viscous-flow heat transfer in horizontal tubes. **Chemical Engineering Science** **17**: 335-350, 1962.
48. OLIVER, D.R. & JENSON, V.G. - Heat transfer to pseudoplastic fluids in laminar flow in horizontal tubes. **Chemical Engineering** **19**: 115-129, 1964.

49. PASSOS, E.F.; ESCOBEDO, J.F.; NUNES, E.L.; GEOCZE, K.C. & OLIVEIRA, C.F.P. Automatização de uma bancada para medição de condutividade térmica com sonda miniaturas. **XI Seminário Adunesp**, Guaratinguetá, 1990.
50. PASSOS, E.F.; FORTES, M. & MELLO, J.C. - Condutividade térmica da pasta de mandioca. **Revista Ceres**, **29(162)**: 222-231, 1982.
51. PIETROBON, C.L.R. - **Desenvolvimento de sistema para determinação da condutividade térmica**. Tese de mestrado em Engenharia Química. Universidade Federal de São Carlos, 1988.
52. PIGFORD, R.L. - Non-isothermal flow and heat transfer inside vertical tubes. **Chemical Engineering Progress Symposium series 17**:79-92, 1955.
53. RACE, S.W. - Improved product quality through viscosity measurement. **Food Technology**, **(7)**:86-88, 1991
54. RAO, M.A. - Predicting the flow properties of food suspensions of plant origin. **Food Technology**, **(3)**: 85-88, 1987.
55. RAO, M.A. & COOLEY, H.J. Applicability of flow models with yield for tomato concentrates. **J. of Food Process Engineering**, **6**:159-73, 1983.
56. RAO, M.A.; COOLEY, H.J. & VITALI, A.A. Flow properties of concentrated juices at low temperatures. **Food Technology**, **38(3)**:113-119, 1984.
57. RAO, M.A. & RIZVI, S.S. - **Engineering Properties of Foods**. Editora Marcel New York, 1986. 398p.
58. REIDY, G.A. & RIPEEN, A.L. - Methods for determining thermal conductivity in foods. **Transaction of the ASAE**, **14(2)**: 248-254, 1971.

59. RICHARDSON, S.M. - Extended L ev eque solutions for flows of power law fluids in pipes and channels. **International Journal Heat Mass Transfer** **22**: 1417- 1423, 1979.
60. RICHARDSON, S.M. - Flows of variable-viscosity fluids in ducts with heated walls. **Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics** **25**: 137-156, 1987.
61. SARAVACOS, G.D. - Effect of temperature on viscosity of fruit juices and purees. **Journal Food Science**, **35**: 122-125, 1970.
62. SASSERON, J.L. - **Avalia o de propriedades f sicas e curvas de secagem em camadas finas de am ndoa de cacau.** Universidade Federal de Vi osa, 1984. (tese de Mestrado).
63. SELLARDS, J.R., TRIBUS, M. & KLEIN, J.S. - Heat transfer to laminar flow in a round tube or flat conduit - The Graetz proplem extended. **Transactions of the ASME**: 441-448, 1956.
64. SHARMA, D.K. & THOMPSON, T.L. - The specific heat and thermal conductivity of grain sorghum. **Transaction of the ASAE**, **16(1)**:114-117, 1973.
65. SHARMA, F. & SHERMAN, P. - Identification of stimuli controlling the sensory evaluation of viscosity. II oral methods. **Journal Texture Studies**, **4**:111- 115, 1973.
66. SIEDER, E.N. & TATE, G.E. - Heat transfer and pressure drop of liquids in tubes. **Industrial and Engineering Chemistry**, **28(12)**:1429-1435, 1936.
67. SILVA, O.M. & LEITE, C.A.M. - Aspectos econ micos e estat sticos do mercado futuro de suco de laranja concentrado congelado. ANAIS do **XXXI Congresso Brasileiro de Economia e Sociologia Rural**, Vol. II pp. 563-575, Ilheus, Bahia, 1993.
68. STOLF, S.R.; SIOZAWA, Y. MIYA, E.E. & SILVA, S.D. - Influ ncia do teor de polpa na concentra o do suco de laranja. **Colet nea do Instituto de Tecnologia de Alimentos**, **5**: 145-170, 1974.

69. STREETER, V.L. & WYLIE, E.B. - **Mecânica dos fluidos**. Editora Mcgraw-Hill. 585 p, 1982.
70. SWEAT, V.E. - **Effects of temperature and time postmortem on the thermal conductivity of chicken meat**. Dissertação (Doctor Philosophy), Purdue University, 1971.
71. SWEAT, V.E. & HAUGH, C.G. A thermal conductivity probe for small food samples. **Transaction of the ASAE**, 17(1):56-8, 1974.
72. TELIS, J.R. **Hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento laminar de fluidos não-newtonianos em tubos**. FEA - UNICAMP, 1992. (tese de doutorado).
73. TELIS, J.R. & GASPARETTO, C.A. - Hidrodinâmica y transferencia de calor en flujos laminares de fluidos no-newtonianos. In: **Congreso Latinoamericano de Transferencia de Calor y Materia, Anais** : 147-150, La Serena- Chile, 1991.
74. TELIS, J.R.; MAIA, C.A. & GASPARETTO, C.A. - Influência do conteúdo de polpa na hidrodinâmica do escoamento laminar de purê de tomate. Anais: **XIX Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos (ENEMP)**, Campinas, 1991.
75. TELIS, J.R. & VIEIRA, J.A.G. - Reologia de fluidos alimentícios com taxas de deformação intermediária utilizando o reômetro de esfera descendente. In: **XX Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos (ENEMP)**, São Carlos. pp. 134-151, 1992.
76. TEST, F.L. - Laminar flow heat transfer and fluid flow for liquids with temperature-dependent viscosity. **Journal Heat Transfer** 90: 385-393, 1968.
77. USDA. - **United State Department of Agriculture**. Foreign Agricultural Service. Horticultural Products Review. Vários números. 1994.

78. VÉLEZ, J.F.; LOMAS, J.M. & LOPEZMALO, A. - Evaluacion de propiedades termicas en productos alimenticios. In: **IV Congreso Latinoamericano de Transferencia de Calor y Materia**. Anais:347-351. La Serena, Chile, 1991.
79. VIEIRA, J.A.G. - **Característica de secagem e propriedades físicas da batata doce**. Lavras, ESAL, 1991. (tese de mestrado).
80. VITALI, A.A. & RAO, M.A. - Flow behaviour of guava puree as a function of temperature and concentration. **Journal of Texture Studies**, **13 (3)**: 275-289, 1982.
81. VITALI, A.A. & RAO, M.A. - Flow properties of low-pulp concentrated orange juice: effect of temperature and concentration. **Journal Food Science**, **49**: 882-892, 1984a.
82. VITALI, A.A. & RAO, M.A. - Flow properties of low-pulp concentrated orange juice: serum viscosity and effect of pulp content. **Journal Food Science**, **49**: 876-882, 1984b.
83. WHITEMAN, J.R. & DRAKE, W.B. - Heat transfer to flow in a round tube with arbitrary velocity distribution. **Transactions of the ASME** **80**: 728-732, 1958.
84. WOODANS, E.E. & NOWREY, J.E. - Literature values of thermal conductivities of foods. **Food Technology**, **22**: 150-158, 1978.
85. WRIGHT, M.E. & PORTERFIELD, J.G. - Specific heat of spanish peanut. **Transactions of the ASAE**, **13(4)**: 508-510, 1970.
86. YANG, K.T. - Laminar forced convection of liquids in tubes with variable viscosity. **Journal Heat Transfer** **84**: 353-362, 1962.
87. YANG, M.M. & HASHIMOTO, H. - The effect of nafta on orange juice. FAO Committee on Commodity Problems. Intergovernmental Group on Citrus Fruit, 22 pp. **Aubufeira**, Portugal, 1993.

88. ZAPICO, J. MELCON, B., GARCIA, C. & ALVAREZ, A.I. - Comportamiento de flujo de alimentos infantiles preparados y su relación con la temperatura. **Revista Agroquímica e Tecnología de Alimentos**, **29(3)**: 351- 356, 1989.